ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ТЕХНОЛОГИИ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ

ТРУДЫ УРАЛЬСКОГО НАУЧНО-ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКОГО
ХИМИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА
«УНИХИМ»

ВЫПУСК 34

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ТЕХНОЛОГИИ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ

СВЕРДЛОВСК
1974

УДК 66.0

Процессы и аппараты технологии неорганических веществ. Уральский Научно-Исследовательский химический институт (УНИХИМ). Свердловск, 1974, стр. 116, рис. 69, табл. 29.

ПУБЛИКУЕМЫЙ СБОРНИК ПОСВЯЩЕН ИССЛЕДОВАНИЮ ГИДРОДИНАМИКИ, ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕДАЧИ РАЗЛИЧНЫХ АППАРАТОВ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ПРОЦЕССОВ ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЯ, ФИЛЬТРОВАНИЯ, АБСОРБЦИИ, КРИСТАЛЛИЗАЦИИ И ДР. ПРИВЕДЕНЫ РЕЗУЛЬТАТЫ ТЕОРЕТИЧЕСКИХ И ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ ПРИМЕНЕНИЯ ИЗУЧЕННЫХ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ.

СБОРНИК ПРЕДНАЗНАЧЕН ДЛЯ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНИЧЕСКИХ И НАУЧНЫХ РАБОТНИКОВ, ПРОЕКТИРОВЩИКОВ И СПЕЦИАЛИСТОВ, ИНТЕРЕСУЮЩИХСЯ ВОПРОСАМИ АППАРАТУРНОГО ОФОРМЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ.

ПРЕДИСЛОВИЕ

Предлагаемый вниманию читателя сборник трудов Уральского научно-исследовательского химического института (УНИХИМ) состоит из шести разделов, посвященных исследованию некоторых основных процессов технологии неорганических веществ и изучению аппаратов при работе их в специфических условиях.

В первом разделе рассмотрены результаты исследования процессов очистки технологических газов от пыли в различных пылеуловителях-электрофильтрах, циклонах с нижним выводом газа, аппаратах ударно-инерционного действия.

Второй раздел включает работы, отражающие некоторые вопросы фильтрования кремний содержащих суспензий. К их числу относятся вопросы связи между условиями получения суспензий и скорости фильтрования, между удельным сопротивлением осадка и предельном напряжении сдвига; обращается внимание на особенности поведения фильтротканей, роли добавок ПАА и др.

Теплообменные процессы нашли отражение в работах, представленных в третьем разделе. Вопросы, касающиеся коэффициентов теплопередачи в скрубберах Вентури и в теплообменниках сернокислотных производств, занимают в этом разделе основное внимание.

В четвертом разделе обсуждаются результаты исследований процесса абсорбции различных газов в колоннах с подвижной насадкой, абсорбере Вентури, а также в пленочном режиме. Изучено поведение насадки из полимерных материалов и предложены рекомендации по выбору полимера для колонн с подвижной насадкой.

Пятый раздел посвящен исследованию процессов в кипящем слое. Приводятся результаты изучения провала твердых дисперсных частиц через провальные решетки в зависимости от скорости газа, гидравлического сопротивления слоя и других факторов. Рассмотрены некоторые вопросы, касающиеся пределов устойчивой работы провальных решеток в многосекционных аппаратах, обработки термочувствительных материалов в аппаратах КС и др.

В последнем, шестом разделе помещены статьи, освещающие вопросы условий работы химических реакторов различных конструкций на различных продуктах.

В. Т. Стефаненко, Н. В. Инюшкин,
Ф. П. Заостровский

К ВОПРОСУ ВЫБОРА КОНСТРУКЦИИ КОРОНИРУЮЩЕГО ЭЛЕКТРОДА ДЛЯ ТРУБЧАТОГО ЭЛЕКТРОФИЛЬТРА

При разработке конструкции коронирующего электрода для трубчатого электрофильтра большинство исследователей исходят из известной теории электрогазоочистки, предложенной Дейчем в 1922 г. [1]. Исследователи, впоследствии занимавшиеся решением этой задачи, либо предполагали [2, 3], либо наблюдали в эксперименте [4], что равномерность пылеконцентрации в сечении электрофильтра не является общим случаем. Очевидно, это обстоятельство и приводит к значительным расхождениям между теоретически вычисленной и измеренной эффективностью электрофильтра.

Аналитическое решение задачи о распределении концентрации пыли в поперечном сечении электрофильтра не представляется возможным как вследствие значительной сложности учета совместного влияния всех воздействующих факторов, так и вследствие недостаточного знания самих факторов, таких, как электрический ветер, объемный заряд пыли и т. д. Поэтому остается лишь экспериментальный путь изучения профиля пылеконцентрации, что и явилось одной из задач данной работы.

Изучение профиля пылеконцентрации

Исследования проводили на лабораторной модели мокрого однотрубного электрофильтра с диаметром осадительной трубы 46 *мм*. Коронирующим электродом служил нихромовый провод диаметром 0,4 *мм*, присоединенный к отрицательному полюсу высоковольтного аппарата АИИ-70. Рабочее напряжение 9 *кв*, схема выпрямления однополупериодная. Скорость газа 4 *м/сек*.

Для опытов была выбрана нерастворимая в воде гидрофильная пыль глинозема с размерами частиц от 2 до 10 *мкм*.

Запыленность газа в различных точках осадительного пространства измеряли с помощью специального отсасывающего зонда.

Измерения проводили в четырех сечениях осадительной трубы, начиная с расстояния 200 *мм* от входа в осадительную трубу и далее через 100 *мм*.

Силы, действующие на взвешенные заряженные частицы в электрофильтре, можно условно разделить на две группы.

Группу сил, способствующих осаждению, мы называем силовым фактором, а остальные силы — перемешивающим фактором.

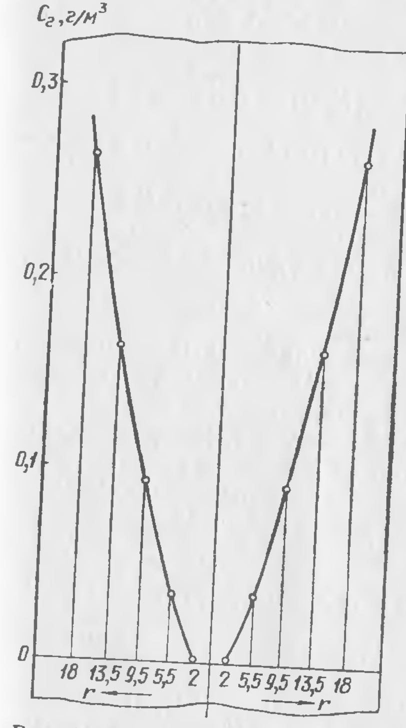


Рис. 1. Профиль пылеконцентрации в сечении осадительной трубы.

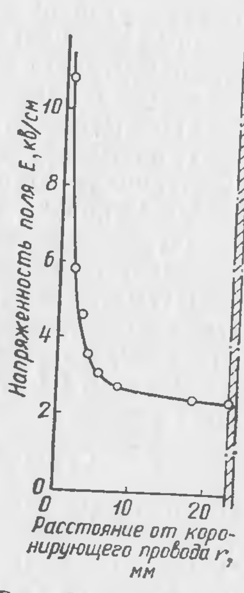


Рис. 2. Распределение напряженности электрического поля по радиусу осадительной трубы.

Когда силовой фактор превалирует над перемешивающим, профиль пылеконцентрации должен характеризоваться наличием минимума концентрации в центре потока. Измерения с помощью зонда полностью подтвердили это предположение. Форма полученного профиля пылеконцентрации приведена на рис. 1. Из него видно, что вблизи коронирующего провода концентрация пыли близка к нулю и резко возрастает по направлению к осадительной поверхности. Преобладающее влияние силового фактора вблизи провода усиливается за счет более высокой напряженности электрического поля (рис. 2).

Ранее [3] уже высказывалось предположение, что уравнение профиля пылеконцентрации подчиняется выражению, подобному гипсометрической формуле Лапласа.

Этот закон, по Больцману [5], может быть применен для любого силового поля (однородного и неоднородного) и к любым частицам, принимающим участие в беспорядочном хаотическом движении.

Для трубчатого электрофильтра радиальное распределение пылеконцентрации с учетом неоднородности электрического поля (рис. 2) может быть записано как:

$$C_r = C_{ст} \exp[-AE_r(R-r)], \quad (1)$$

где C_r — концентрация частиц на расстоянии r от коронирующего провода;

$C_{ст}$ — концентрация частиц в непосредственной близости от стенки осадительной трубы;

E_r — напряженность поля на расстоянии r от коронирующего провода;

R — радиус осадительной трубы;

A — коэффициент, постоянный для данных условий работы электрофильтра, т. е. для данного соотношения силового и перемешивающего факторов.

При математической обработке результатов измерения распределения пылеконцентрации по поперечному сечению электрофильтра оказалось, что величина $C_{ст}$ равна 0,5 *г/м³*, а коэффициент A равен 0,5. С учетом этих значений выражение (1) принимает вид:

$$C_r = 0{,}5 \cdot \exp[-0{,}5E_r(2{,}3-r)], \quad (2)$$

где размерность пылеконцентрации — *г/м³*, r — в *см*, E_r — в *кв/см*.

Величины C_r, вычисленные по формуле (2), отклоняются от опытных значений C_r не более чем на 5%, т. е. укладываются на кривую рис. 1.

О рациональной конструкции коронирующего электрода

В связи с неравномерностью профиля пылеконцентрации (рис. 1) возникает вопрос об удалении из электрофильтра центральной части газового потока, уже в значительной степени свободной от пыли. Это может быть достигнуто применением комбинированного коронирующего электрода типа «провод — полый цилиндр» (П-ПЦ). Поисковые опыты с таким электродом впервые были проведены в УНИХИМе в 1967 году.

В последнее время получили широкое распространение коронирующие электроды с фиксированными точками коронного

разряда — игольчатые [6]. Поэтому для лабораторных сравнительных испытаний был принят наряду с проволочным и типа П-ПЦ также электрод «колючая проволока» и его комбинации с полым цилиндром. Испытания проводили с полым цилиндрами диаметром 12, 19 и 25 *мм*. Поскольку наилучшие результаты получены с цилиндром диаметром 12 *мм*, в табл. 1 приведены результаты сравнительных испытаний только для этого диаметра.

Таблица 1

Результаты сравнительиых испытаний коронирующих электродов

№ п.п.	Тип коронирующего электрода	Ток короны, *mA*	К. п. д. электрофильтра, η, %	Пылеунос из элетрофильтра, 1—η, %
1	Провод ∅0,4	0,14	99,14	0,86
2	Игольчатый	0,72	99,75	0,25
3	П-ПЦ ∅12 *мм*	0,07	99,86	0,14
4	Игольчатый +ПЦ ∅12 *мм* . .	0,26	99,90	0,10

Из табл. 1 видно, что применение электрода П-ПЦ позволяет снизить пылеунос из электрофильтра в 6 раз по сравнению с проволочным электродом, а комбинация полого цилиндра с игольчатым электродом — в 2,5 раза по сравнению с игольчатым электродом. Разница в эффекте объясняется значительным повышением (до 10 раз) скорости электрического ветра [7] в случае установки игольчатого электрода, что приводит к усилению влияния перемешивающего фактора и соответствующему относительному загрязнению ядра потока, выводимого через полый цилиндр.

Отметим, что эффективность электрода П-ПЦ даже при десятикратном снижении расхода тока короны в 1,8 раза выше, чем игольчатого.

Однако комбинация полого цилиндра именно с игольчатым электродом кажется более предпочтительной ввиду существенных преимуществ игольчатого электрода перед проволочным.

Из табл. 1 также видно, что применение комбинированных электродов приводит к значительному снижению тока короны. Это позволяет существенно снизить мощность источника питания или получить существенную экономию элекртоэнергии.

В. Т. Стефаненко, В. А. Халтурин

ОБ УЛАВЛИВАНИИ ПЫЛИ ПИРОСУЛЬФИТА АММОНИЯ В СУХОМ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЕ

Задачей настоящей работы явилось установление принципиальной возможности улавливания пыли пиросульфита аммония в сухом электрофильтре. С этой целью был испытан однотрубный электрофильтр с диаметром осадочной трубы 0,265 *м* и длиной 2,0 *м*.

Предварительные испытания электрофильтра с проволочным коронирующим электродом показали, что степень очистки газов составляет лишь 60—70%. При этом наблюдается значительный рост тока короны и снижение пробойного напряжения. Вольтамперные характеристики, снятые по методике НИИОГАЗ [8], показали (рис. 3) наличие обратной короны, что свидетельствует о высоком удельном электрическом сопротивлении (у. э. с.) пыли.

Рис. 3. Вольтамперная характеристика электрофильтра с проволочным коронирующим электродом.

С целью изыскания путей повышения эффективности электрофильтра были проведены испытания различных типов коронирующих электродов, а также сделана попытка снизить у. э. с. пыли путем увлажнения газа (табл. 2).

Как видно из табл. 2, применение игольчатого электрода и комбинированного типа «провод — полый цилиндр» (П-ПЦ позволило значительно поднять к. п. д. электрофильтра. Однако полностью устранить обратную корону не удалось. Применение игольчатого электрода по сравнению с проволочным позволяет снизить пылеунос приблизительно в 1,3 раза. Несколько больший (в 1,4 раза) эффект достигается при установке коронирующего электрода П-ПЦ. Однако в этом случае он достигается не за счет значительного увеличения расхода тока короны, как в случае игольчатого элекрода (в 1,4—1,6 раза), а при существенном (в 1,2—1,4 раза) снижении его.

Таблица 2

Результаты испытаний различных коронирующих электродов без увлажнения газа

Тип коронирующего электрода	Скорость газа, *м/сек*	Рабочее напряжение, *кв*	Рост тока короны, *мк, А*	К. п. д. электрофильтра	Пылеунос из электрофильтра, %
Провод	2,18	55	620—1100	65,55	34,45
Провод—полный цилиндр Ø104×1100 . . .	1,80	50	580—680	73,18	26,82
Игольчатый	1,80	50	900—1750	72,84	27,16
Игольчатый—полый цилиндр Ø104×1100 . .	1,79	50	600—1100	65,95	34,05
Провод—полный цилиндр —104×600	1,58	50	440—920	76,08	23,92

Увлажнение газа проводили введением раствора бисульфита аммония в кипящий слой. Увлажнение газа позволило (табл. 3) значительно поднять к. п. д. электрофильтра. Рост тока короны при этом невелик, что свидетельствует об отсутствии обратной короны.

Таблица 3

Результаты испытаний различных коронирующих электродов с увлажнением газа

Тип коронирующего электрода	Скорость газа, *м/сек*	Рабочее напряжение, *КВ*	Рост тока короны, *мк А*	К. п. д. электрофильтра, %	Пылеунос из электрофильтра, %
Провод	2,21	50	470—630	78,25	21,75
Провод—полный цилиндр Ø104×700	2,24	50	320—900	74,21	25,79
Провод—полный цилиндр Ø56×500	2,28	50	320—500	84,65	15,35
Провод—полный цилиндр Ø56×500	2,10	50	360—490	90,15	9,85

Из табл. 3 видно также, что самая высокая эффективность электрофильтра достигнута при применении электрода типа П-ПЦ — 90,15%. Расчет показывает, что при промышленной длине осадительной трубы (4 *м*), к. п. д. электрофильтра должен составить 99%. Следует заметить, что промышленные электрофильтры работают при скорости газа не более 1 *м/сек*, тогда как в нашем случае скорость газа достигала 2,28 *м/сек*. Следовательно, можно полагать, что к. п. д. равный 99%, не является пределом для эффективности электрофильтра промышленных размеров. Необходимо отметить, что и при увлажнении газа электроды типа П-ПЦ позволяют снизить расход тока короны по сравнению с проволочным электродом в 1,2—1,4 раза.

Л. М. Новиков

ИСПЫТАНИЕ ЦИКЛОНА С НИЖНИМ ВЫВОДОМ ГАЗА (НВГК)*

Основное преимущество циклонов типа НВГК по сравнению с обычными заключается в том, что они позволяют существенно упростить компоновку пылеулавливающих установок без ухудшения показателей их работы — эффективности и гидравлического сопротивления [9]. Однако, вопрос о влиянии конструктивных особенностей отдельных узлов циклона НВГК на основные показатели его работы является мало изученным. Освещение этого вопроса и явилось задачей настоящей работы.

Опыты проводили на стендовой установке с циклоном, схема которого изображена на рис. 4.

Рис. 4. Циклон НВГК:
А — запыленный газ; *Б* — очищенный газ; *В* — уловленная пыль.

Изучалось влияние на показатели работы циклона высоты выхлопной трубы h, формы обтекателя, диаметра выхлопной трубы, угла α конусности корпуса и др.

Испытывали модели циклона (производительность по газу 500 $м^3/час$) с углом конусности корпуса $\alpha=20°$ [10, 11], треугольным входным отверстием [12, 13] и диаметром выхлопной трубы $D_{вых}=1{,}3\cdot d$ (d — диаметр входного патрубка).

Испытания проводили на запыленном криолитом воздухе при комнатной температуре. Фракционный состав криолита приведен в табл. 4.

Входная запыленность воздуха поддерживалась постоянной и составляла 7 $г/нм^3$.

* Работа выполнена под руководством Н. В. Инюшкина.

Таблица 4

Фракционный состав пыли криолита

Размер частиц, *мкм*									
<10	10÷15	15÷20	20÷30	30÷40	40÷65	65÷111	111÷180	180÷210	>210
Содержание фракций (% вес)									
10,8	11,4	25,5	40,8	6,4	1,9	1,6	1,0	0,3	0,3

Экспериментально полученные зависимости (рис. 5) показывают, что η с увеличением h вначале повышается, а затем резко падает. Максимум соответствует величине $h/H_к=0{,}7$. С увеличением h повышается и гидравлическое сопротивление циклона. Испытания показали также, что при наличии раструба с углом раскрытия конуса 20° и высотой $0{,}5D_{вых}$ гидравлическое сопротивление циклона снижается с 730 до 680 $н/м^2$. Для выбора рациональной формы обтекателя были испытаны его различные конструкции (рис. 6).

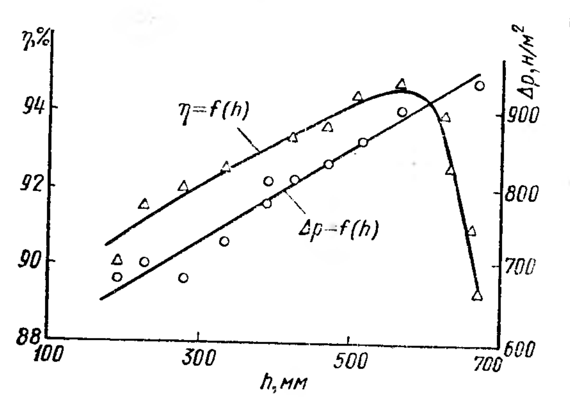


Рис. 5. Зависимость эффективности η и гидравлического сопротивления ΔP циклона от высоты h выхлопной трубы в корпусе циклона.

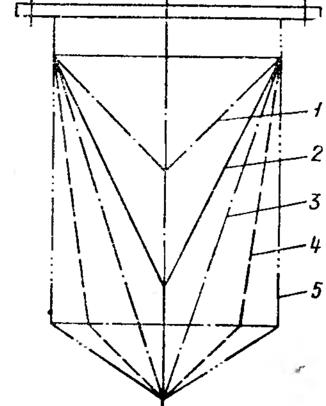


Рис. 6. Обтекатели:
1—5 — различные конструкции.

Результаты этих испытаний представлены в табл. 5.

Как видно из табл. 5, максимальная эффективность циклона (93,1%) при умеренном гидравлическом сопротивлении достигнута с обтекателем *2*. Минимальное гидравлическое сопротивление имеет циклон с обтекателем *4*.

При увеличении диаметра выхлопной трубы с $1{,}3d$ до $1{,}9d$ при $h/H_к=0{,}7$ снижается как гидравлическое сопротивление циклона (от 680 до 450 $н/м^2$), так и его эффективность (от 92

Таблица 5

Результаты испытания циклона с различными конструкциями обтекателя

Форма обтекания в обозначениях на рис. 6	Эффективность циклона η, %	Гидравлическое сопротивление циклона Δp, $н/м^2$
1	92,4	780
2	93,1	760
3	92,0	790
4	90,7	690
5	90,1	730

до 86%). Пылеунос же из циклона возрастает с 8 до 14%. Следовательно, увеличение $D_{вых}$ нецелесообразно.

Для изучения возможности уменьшения высоты циклона были проведены испытания модели с углом конусности корпуса $\alpha=20°$ и $\alpha=29°$. У обеих моделей отношение $h/H_к=0,7$ и $D_{вых}=1,3d$. Эффективность циклонов составила, соответственно, 92 и 90%, а гидравлическое сопротивление 680 и 800 $н/м^2$.

Таким образом, для проектирования циклонов НВГК рекомендуются следующие основные параметры: угол конусности корпуса циклона $\alpha=20°$; отношение высоты выхлопной трубы в корпусе к высоте корпуса $h/H_к=0,7$; диаметр выхлопной трубы $D_{вых}=1,3d$.

Промышленные испытания циклона [14] подтвердили результаты стендовых испытаний.

Л. М. Новиков, Н. В. Инюшкин

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ СИСТЕМЫ УЛАВЛИВАНИЯ ПРОДУКТА И ОЧИСТКИ ГАЗОВ ПОСЛЕ ТРУБ-СУШИЛОК

Сушка продуктов в пневматических трубах-сушилках получила в настоящее время широкое распространение. Они простые, но имеют громоздкую четырехступенчатую установку пылеулавливания. Последняя состоит из инерционной камеры, двух последовательно включенных циклонов и орошаемого скруббера [15].

С целью обеспечения нормальной работы трубы-сушилки без инерционной камеры был разработан циклон с нижним выводом очищенного газа с цилиндрическим корпусом НВГЦ. В качестве пылеуловителя первой ступени применен одиночный циклон НВГЦ, на второй ступени установлены параллельно два циклона НВГК с коническим корпусом [16].

Дисперсный состав пыли, выносимой газами из трубы-сушилки в циклон НВГЦ, приведен в табл. 6.

Таблица 6

Фракционный состав пыли кремнефторида натрия

Пыль из трубы-сушилки	Размер частиц, *мкм*	<30	30—40	40—50	50—60	
	Содержание фракции, % вес	3,0	7,5	9,2	4,5	
Пыль из циклона I ступени	Размер частиц, *мкм*	<10	10—20	20—30	30—40	
	Содержание фракции, % вес	5,6	10,5	24,6	43,2	
Пыль из трубы-сушилки	Размер частиц, *мкм*	60—65	65—110	110—150	>150	
	Содержание фракции, % вес	42,2	24,0	7,5	2,1	
Пыль из циклона I ступени	Размер частиц, *мкм*	40—50	50—65	65—110	110—150	>150
	Содержание фракции, % вес	7,1	4,5	3,0	1,5	—

Основная масса пыли представлена крупными частицами (от 30 до 150 *мкм*), медианный диаметр частиц $d_{50}=60$ *мкм*.

Испытания показали, что при входной запыленности 510 $г/нм^3$ степень улавливания пыли в циклоне НВГЦ составляет 95%, гидравлическое сопротивление равняется 550 $н/м^2$. Основная масса пыли, поступающая на вторую ступень очистки, состоит из частиц размером от 10 до 40 *мкм*. Медианный диаметр частиц $d_{50}=20$ *мкм*. При входной запыленности 25,5 $г/нм^3$ эффективность циклонов достигает 98,5%. Гидравлическое сопротивление составляет 600 $н/м^2$.

Суммарная эффективность двух ступеней очистки газа превышает 99,9%. При этом запыленность газа на выходе из циклонов второй ступени очистки составляет всего лишь 0,4 $г/нм^3$. Последующая мокрая ступень очистки газов обеспечивает санитарную очистку газа перед выбросом его в атмосферу.

Упрощенная пылеулавливающая установка после трубы-сушилки, оснащенная каскадно расположенными циклонами с нижним выводом газа типа НВГЦ и НВГК, успешно прошла промышленные испытания и показала высокую эффективность пылеулавливания: свыше 99,9% при умеренном гидравлическом сопротивлении (1160 $н/м^2$). Она может быть рекомендована для труб-сушилок, работающих в условиях, подобных испытанным.

Н. В. Инюшкин, Л. П. Озирченко

ПРОМЫШЛЕННЫЕ ИСПЫТАНИЯ СКРУББЕРА УДАРНО-ИНЕРЦИОННОГО ДЕЙСТВИЯ (УИД) ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ПЫЛИ ДВОЙНОГО СУПЕРФОСФАТА

В производстве двойного суперфосфата по поточной схеме сушка продукта осуществляется в сушилках распылительного и барабанного типа. По условиям технологии требуется тонкая очистка отходящих газов от фосфорсодержащего аэрозоля с целью последующего получения из этих газов кремнефтористоводородной кислоты.

С целью проверки принципиальной возможности использования скруббера УИД [17, 18] для условий производства двойного суперфосфата и отработки гидродинамического режима его работы, обеспечивающего высокую эффективность улавливания пыли при умеренном гидравлическом сопротивлении, первоначально были проведены испытания полузаводской модели аппарата при непрерывной подаче в него воды «на проток».

В процессе испытаний скорость выхода газа из сопел изменяли в пределах от 23 до 74 *м/сек* как за счет изменения расхода газа, так и за счет установки в сопла конусов различного диаметра.

Как показали испытания (табл. 7), эффективность улавливания пыли достаточно высокая и при начальной запыленности газа 1,86—3,38 *г/нм*^{3} достигает 94,9—98,8%. При входной запыленности 0,28—0,42 *г/нм*^{3} эффективность пылеулавливания снижается до 85,5—88,0%, очевидно, за счет относительного повышения дисперсности пыли. Конечное пылесодержание довольно стабильное и составляет 0,03—0,08 *г/нм*^{3}.

Повышение скорости газа от 23 до 74 *м/сек* и сокращение расстояния между соплом и жидкостью (в покое) от 50 до 10 *мм* не оказывает заметного влияния на эффективность улавливания пыли, но гидравлическое сопротивление аппарата возрастает от 40 до 235 *мм* вод. ст. С учетом этих данных дальнейшие испытания проводили при скорости газа 30 *м/сек*.

Принимая во внимание, что вода не может быть рекомендована в качестве орошающей жидкости, опыты были проведены при подаче в скруббер технологических жидкостей — экстракционной фосфорной кислоты «напроток» и в замкнутом цикле, а затем при работе на кремнефтористоводородной кислоте в замкнутом цикле.

Испытания показали, прежде всего, что содержание пыли в очищенном газе не зависит от химического состава жидкости

Таблица 7

Основные показатели работы скруббера при орошении водой «на проток»

Наименование величин	Скорость газа, *м/сек*									
	23	30	33			36			44	
Запыленность газа, *г/нм*^{3}:										
до скруббера	0,280	3,38	0,42	1,86	2,68	0,34	1,91	3,16	2,05	3,00
после скруббера	0,029	0,075	0,037	0,082	0,134	0,038	0,075	0,067	0,034	0,036
Эффективиость скруббера, %	85,6	97,5	88,0	95,6	94,9	85,5	96,0	97,9	98,2	98,8
Гидравлическое сопротивление, *мм* вод. ст.	40	73	81	67	70	117	82	113	118	150
Расход воды, *м*^{3}*/час*	0,54	0,23	—	2,15	0,9	1,5	3,34	1,67	3,34	1,2
Температура газа, °С:										
до скруббера	102	105	100	101	100	110	103	100	106	100
после скруббера	66	65	55	80	63	61	60	61	55	74
Температура жидкости, °С:										
до скруббера	Температура водопроводиой воды 7÷10°С									
после скруббера	49	50	47	39	43	47	31	40	33	47
Брызгоунос из скруббера, *г/нм*^{3}	0,016	0,061	0,026	0,07	0,154	0,022	0,058	0,050	0,049	0,07
Влажность пыли на входе, %	1,9	1,9	6,0	1,5	1,8	1,7	0,3	1,3	0,8	1,5
Расстояние между соплом и жидкостью (в покое), *мм*	10	5	10	50	10	10	50	50	50	10

и ее расхода, а также от начальной запыленности газа и составляет примерно 0,08—0,09 *г/нм*³ (табл. 8).

Таблица 8

Сравнительные показатели работы скруббера при подаче разных жидкостей (скорость газа 30 *м/сек*)

Наименование величины	Жидкость и способ подачи			
	Вода «на проток»	H_2SiF_6 «в обороте»	H_2PO_4 «на проток» и «в обороте»	
Запыленность газа, *г/нм*³:				
до скруббера	3,38	2,97	3,51	4,68
после скруббера	0,075	0,076	0,091	0,073
Эффективность скруббера, %	97,5	97,5	96,8	97,8
Гидравлическое сопротивление, *мм вод. ст.*	73	96	73	117
Температура газа, °C:				
до скруббера	105	110	101	108
после скруббера	65	58	55	61
Температура жидкости, °C:				
до скруббера	7	—	45	47
после скруббера	50	49	58	54
Брызгоунос из скруббера, *г/нм*³	0,061	0,054	0,075	0,058

Однако, состав жидкости и ее расход сильно влияют на эксплуатационные показатели скруббера.

При орошении скруббера водой гидравлическое сопротивление его возрастает медленно. При орошении фосфорной кислотой (содержание твердой взвеси в ней достигает 30 *г/л*) гидравлическое сопротивление растет очень быстро, вследствие зарастания щелей в соплах. Поэтому из-за некоторых трудностей при последующем использовании этой кислоты в технологии, применение фосфорной кислоты для орошения скруббера является нерациональным.

Испытания промышленного скруббера при работе его на кремнефтористоводородной кислоте концентрацией 18—30% H_2SiF_6 в замкнутом цикле показали возможность использования ее в качестве орошающей жидкости.

Гидравлическое сопротивление аппарата с течением времени повышается несущественно, если в 14%-ной кислоте содержится менее 10% P_2O_5, но резко возрастает, когда P_2O_5 превышало это количество. Как показали балансовые расчеты, при нормальной эксплуатации пылеулавливающей установки, состоящей из циклов и скруббера УИД, содержание P_2O_5 в скрубберной жидкости (H_2SiF_6), равновесной с газом концентрации, не превышает 10%.

Таким образом, полузаводские и промышленные испытания подтвердили возможность использования скруббера УИД в качестве аппарата мокрой очистки газов сушилок двойного суперфосфата от фосфорсодержащего аэрозоля. Необходимо отметить, что эти аппараты успешно применяются в производстве огнеупоров [21], сернистого натрия и борсодержащих соединений [22]. В изученных условиях для орошения скруббера УИД целесообразно использовать кремнефтористоводородную кислоту в замкнутом цикле при концентрации, равновесной с газом [20].

В. Б. Ведерников, Л. П. Озирченко

РАЦИОНАЛЬНЫЕ УСЛОВИЯ МОКРОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ В ПРОИЗВОДСТВЕ ДВОЙНОГО ГРАНУЛИРОВАННОГО СУПЕРФОСФАТА

Задача настоящей работы заключалась в изыскании на стадии мокрой очистки газов технологических условий, обеспечивающих получение кремнефтористоводородной кислоты с допустимым содержанием P_2O_5 с использованием в качестве орошающей скруббер [23] жидкости кремнефтористоводородной кислоты, серной кислоты и машинного масла.

При орошении скруббера кремнефтористоводородной кислотой необходимо уменьшить тепловые потери в скруббере за счет его теплоизоляции и уменьшения кратности циркуляции орошения.

Поддержание стационарных материальных и тепловых потоков в скруббере возможно двумя способами: путем ввода воды в цикл орошения, количество которой определяется условием постоянства объема жидкости в цикле, или путем подачи водяного пара в газ на входе в скруббер. В технологическом отношении второй способ предпочтительнее.

В опытах с кремнефтористоводородной кислотой расход пара был установлен опытным путем из условия постоянства уровня и температуры скрубберной жидкости и составил 20 *г/нм*³ газа. Расход серной кислоты (93% H_2SO_4) рассчитали из условия, что вся или половина кислоты, поступающей на экстракцию, будет использоваться при промывке запыленного газа. Этому условию соответствуют плотности орошения скруббера 0,11 *кг/кг* и 0,055 *кг/кг* 93%-ной кислоты. Плотность орошения минеральным маслом была установлена равной 0,02 *кг/кг*.

Производительность установки состаляла 260 *нм*³*/час*, скорость газа в насадке скруббера равнялась 15 *м/сек*. Усредненные результаты опытов приведены в табл. 9.

Кремнефтористоводородная кислота содержит менее 0,1% P_2O_5 при использовании всех трех испытанных жидкостей. При

2 Заказ 431

Таблица 9

Условия и результаты опытов по мокрой очистке от пыли газов сушильного барабана двойного суперфосфата

Жидкость орошения скруббера	Скруббер					Абсорбер					
	концентрация жидкости орошения в скруббере, %	P_2O_5 в жидкости орошения, %	t жидкости, °С	t газа на выходе, °С	степень улавливания пыли, %	концентрация пыли в газе на выходе, *г/нм³*	ΔP, *мм* H_2O	t жидкости, °С	t газа, °С	Состав кислоты на выходе, %: H_2SiF_6	P_2O_5
Кислота 27,5% H_2SiF_6 . .	27,5	1,18	70,0	71,0	75,0	0,235	65,0	63,0	68	10,5	0,057
Кислота 31,4% H_2SiF_6 . .	31,4	1,80	70,0	72,0	75,0	0,230	65,0	64,0	68,0	10,2	0,061
93%-ная серная кислота (расход 0,11 *кг/кг*) . . .	79,4	0,75	123,0	92,0	87,0	0,55	130,0	41,0	52,0	13,68	0,02
93%-ная серная кислота расход 0,055 *кг/кг*) . . .	71,6	0,77	103,0	78,0	87,0	0,55	130,0	43,0	50,0	12,43	0,02
Веретенное масло № 2 . .	—	—	62,0	104,0	91,0	0,32	120,0	37,0	64,0	3,4	0,01

промывке газа серной кислотой последняя разбавляется за счет абсорбции водяных паров из газа. В зависимости от степени разбавления температура ее повышается до 103—123° С. В этом случае возникает необходимость в охлаждении кислоты, что усложняет систему мокрой очистки. При улавливании пыли минеральным маслом фтористые соединения не поглощаются скрубберной жидкостью. Однако масло аэрируется, поэтому возникают трудности при регенерации масла.

Таким образом, результаты испытаний позволяют рекомендовать промывку газа после сушилок двойного суперфосфата кремнефтористоводородной кислотой с подачей пара в газ на входе в скруббер.

В. Б. Ведерников, Б. В. Березин,
А. Н. Семенов

СЕПАРАЦИЯ МЕЛКИХ ФРАКЦИЙ ИЗ СВОБОДНОЙ СТРУИ ЧАСТИЦ ДВОЙНОГО СУПЕРФОСФАТА

Выделение товарного продукта из двойного гранулированного суперфосфата в настоящее время производят на виброгрохотах ГУП-2 с двумя ситами: 4 и 1 *мм*. Сито с ячейками 1 *мм* крайне ненадежно в работе. Оно замазывается, часто рвется. В некоторых случаях это сито заменяется ситом с ячейками 2 *мм*. Однако, в этом случае увеличивается количество мелкого продукта (ретура), возвращаемого на грануляцию, что приводит к снижению производительности установки по товарному продукту. Эти причины обусловливают необходимость изыскания других, более эффективных и надежных методов выделения товарного продукта. В этой связи нам представлялось целесообразным исследовать процесс классификации продукта выделением мелочи из свободной струи материала. Данный способ осуществляется следующим образом.

Исходный материал из бункера *1* (рис. 7) с заданной производительностью через распределительный лоток *2* плавно сходит на транспортерную ленту *3*. В месте попадания материала на ленту, последняя изгибается прижимным барабаном с лопастями *4*. Частицы материала прижимаются к ленте центробежными силами и приобретают скорость близкую к скорости ленты. В месте касания ленты приводного барабана *5* частицы отрываются от нее и начинают полет в виде свободной струи, причем дальность полета мелких частиц меньше, чем крупных. На этом и основан данный способ разделения частиц по крупности.

Эффективность классификации зависит от скорости V_0 и угла наклона α_0 ленты и превышения метателя над плоскостью падения H. На основании методики [24] рассчитаны оптимальные параметры метателя: $V_0=10\div12$ *м/сек*; $H=1{,}5—1{,}4$ *м*; эти значения подтвердились в эксперименте.

Анализ поведения частиц в классификаторе показывает, что его эффективность должна зависеть от диаметра D и угла охвата α прижимного барабана лентой. Исследование этой зависимости и явилось задачей настоящей работы.

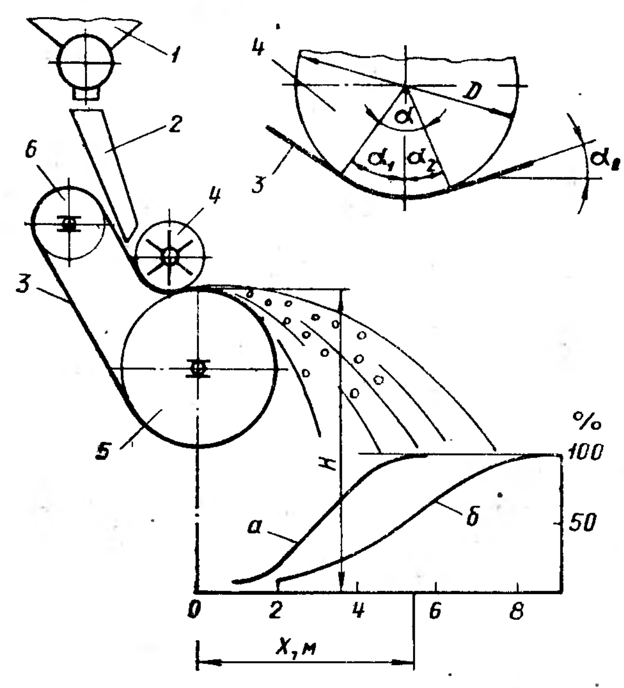


Рис. 7. Схема ленточного классификатора:

1 — бункер; *2* — питающий лоток; *3* — лента; *4* — прижимной барабан; *5* — приводной барабан; *6* — натяжной барабан. *а* и *б* — кривые распределения, соответственно, мелкой и крупной фракций (в % к содержанию в исходном) по длине плоскости падения (x; *м*); H — высота метания; α — угол обхвата; α_0 — начальный угол метания.

Опыты проводили на установке с классификатором производительностью по исходному материалу $G=5$ *т/час*. Удельная производительность q равнялась 50 *т/час* на 1 *м* длины барабана (рабочая ширина ленты $l=0{,}1$ *мм*). Испытывали прижимные барабаны диаметром 120, 180 и 230 *мм* при следующих углах охвата α: 40, 80 и 110°.

Эффективность классификации оценивали по Тюренкову [25]:

$$E = W_м - W_к,$$

где $W_м$ и $W_к$ — извлечение, соответственно, мелкой (<1 *мм*) и крупной (>1 *мм*) фракций в мелкий продукт.

В условиях наших опытов мелкий продукт — это материал на плоскости падения от 0 до x_i (рис. 7). Извлечение этого материала рассчитывали по формуле:

$$W^H_{0-x_n} = \frac{\sum\limits_{i=0}^{i=n} G_i\gamma_i}{\sum\limits_{i=0}^{i=g} G_i\gamma_i},$$

где G_i — вес материала на каждом из 9 участков, на которые была разделена плоскость падения этого материала;

γ_i — содержание данного класса крупности на i-ом участке.

Таблица 10

Зависимвсть эффективности классификации E от длины участков плоскости падения ($V_0=10{,}7$ *м/сек*, $H=1{,}4$ *м*)

Длина участка от О до X, *м*	Угол обхвата прижимного барабана								
	40°			80°			110°		
	Диаметр прижимного барабана, *мм*								
	130	180	230	130	180	230	130	180	230
0—1	10,3	10,4	9,2	8,0	14,1	14,8	3,0	4,1	4,7
0—2	27,3	25,1	23,7	24,7	26,7	29,2	18,0	20,7	21,4
0—3	42,1	43,6	46,5	56,6	60,0	64,1	46,3	50,2	52,2
0—4	39,5	39,1	42,3	57,5	62,0	60,8	56,8	61,7	63,8
0—5	27,9	28,5	29,1	44,5	43,8	40,1	55,3	60,3	59,3

Для каждых значений диаметра и угла охвата проводили по три опыта.

В каждом опыте подвергали классификации 150÷160 *кг* гранулированного суперфосфата, содержащего 11÷12% фракции < 1 *мм*.

Эффективность классификации E зависит от длины участка плоскости падения (табл. 10) и имеет максимальное значение E_{max}, зависящее от α и D (рис. 8).

Оптимальное значение α лежит в пределах 80—85°. Необходимо отметить, что увеличение диаметра D с 0,18 до 0,23 *м* повышает эффективность, но незначительно.

Снижение E_{max} при $\alpha=110°$ объясняется следующим. Угол α слагается из двух углов (рис. 7):

$$\alpha = \alpha_1 + \alpha_2.$$

Следует подчеркнуть, что в стационарных условиях $\alpha_0=\alpha_2$. При $\alpha=80^\circ$ угол $\alpha_0=3^\circ$, а при $\alpha=110^\circ$ угол $\alpha_0=30^\circ$. Дальность полета как крупных, так и мелких частиц начинает существенно зависеть от α_0 в том случае, если $\alpha_0>15^\circ$ [26]. При работе классификатора вследствие «биения» ленты α_0 изменяется в пределах 10° [27]. Поэтому разброс частиц даже одного и того же размера существенно больше при $\alpha_0=30^\circ$, чем при $\alpha_0=3^\circ$.

Изменение эффективности классификации E_{max} в зависимости от удельной производительности установки при оптимальных $\alpha=80^\circ$ и $\alpha_0=3^\circ$ показано на рис. 9.

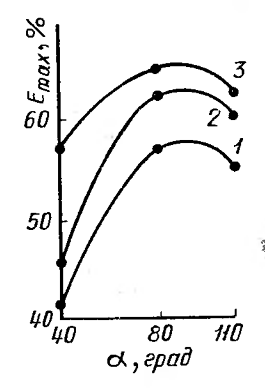


Рис. 8. Зависимость эффективности классификации E_{max} от угла обхвата прижимного барабана α:
1 — D=0,13; 2 — 0,18; 3 — 0,23 *м*.

Рис. 9. Зависимость эффективности классификации E_{max} от диаметра прижимного барабана *D*:
1 — q=40,0 *т/час·м*; 2 — 50,0 *т/час·м*; 3 — 71,5 *т/час·м*.

Эффективность E_{max} возрастает при уменьшении производительности классификатора. При этом E_{max} увеличивается более существенно в интервале *D* от 130 до 180 *мм*, чем в интервале от 180 до 230 *мм*.

Таким образом, результаты исследования влияния *D*, α и *q* на эффективность классификатора E_{max} позволяют выбрать их оптимальные значения. Для гранул двойного суперфосфата эти значения составляют: $D=180$ *мм*, $\alpha=80^\circ$ и $q=40$ *т/час·м*. Знание оптимальных параметров позволяет рассчитать классификатор метательного типа (рис. 10).

Содержание мелочи (<1 *мм*) в товарном продукте ($B_м$, %) после отделения фракции <1 *мм* на ленточном классификаторе и фракций >4 *мм* — на грохоте находят из материального баланса:

$$B_м=\frac{\psi\cdot\gamma_{м.\,исх}}{\psi\cdot\gamma_{м.\,исх}+\gamma_{к.\,исх}}100,\ \%, \tag{3}$$

где $\psi=\frac{W'_м}{W'_к}$;

$W_м$ и $W_к$ — извлечение, соответственно, мелкой и крупной фракций в товарный продукт на участке больше x_i;

$\gamma_{м.исх}$ и $\gamma_{к.исх}$ — содержание, соответственно, классов <1 *мм* и 1÷4 *мм* в исходном продукте, %.

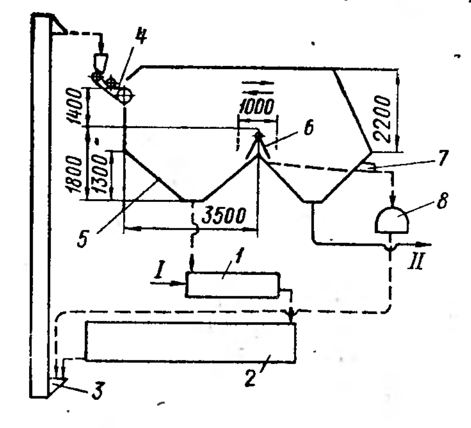


Рис. 10. Схема гранулирования с применением классификатора метательного типа для определения фракций <1 *мм*:
1 — гранулятор; 2 — сушильный барабан; 3 — элеватор; 4 — классификатор для отделения мелочи (фракций <1 *мм*); 5 — бункер мелочи; 6 — отсекатель; 7 — грохот с ситом 4 *мм*; 8 — валковая дробилка; I — суперфосфат на грануляцию; II — товарный продукт.

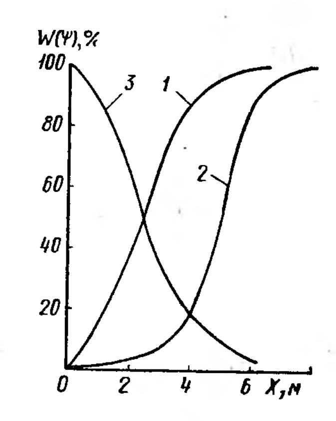


Рис. 11. Графики для расчета длины бункера для мелкой фракции (<1 *мм*) при заданном ее содержании в товарном продукте:
1 — $W_м=f(x)$; 2 — $W_к=f(x)$; 3 — $\psi=f(x)$.

По результатам опытов, проведенных в оптимальном режиме, строят графики распределения извлечения мелкой фракции $W_м=f(x)$ и крупной $W_к=f(x)$ (рис. 11).

В этих же координатах строят график функции $\Psi=f(x)$. При известных значениях $B_м$, $\gamma_м$ и $\gamma_к$ по формуле (3) рассчитывают Ψ, затем по графику $\Psi=f(x)$ находят соответствующее значение *x*.

С целью проверки этой методики была рассчитана длина бункера для мелочи и проведены опыты для проверки результатов расчета. Производительность установки составляла 5 *т/час* ($q=40$ *т/час·м*). Результаты расчета и опытные значения $B_м$ приведены в табл. 11.

Отклонение опытных значений $B_м$ от расчетных не превышает 8%. Эти результаты подтвердились при испытании классификатора производительностью 10,4 *т/час*, при этом в каждом опыте перерабатывалось 0,9 *т* исходного материала. Воз-

Таблица 11

Результаты расчета и опытные значения $B_м$

$\gamma_{м\cdot исх}$		9,2	11,2	12,1	13,3
$\gamma_{к\cdot исх}$		70,1	72,3	74,2	76,1
ψ		0,324	0,273	0,256	0,244
x_i, *м*		3,1	3,4	3,5	3,7
$B_м$	расчеты	4,0	4,0	4,0	4,0
	опытное	3,8	4,3	4,2	3,7

врат мелочи составлял 14,8—15,2% по сравнению с 20—25% при рассеве двухситовым грохотом с ситами 4 и 2 *мм*.

На основании результатов проведенной работы были рассчитаны размеры бункера *5* (рис. 10) промышленного классификатора производительностью 14 *т/час*.

ЛИТЕРАТУРА

1. W. Deutsch, Ann. Phys., 68, 335 (1922).
2. H. E. Rose, A. J. Wood, An introduction to electrostatic precipitation in theory and practice, London, 1956.
3. Н. В. Инюшкин, Я. Д. Авербух, Изв. вузов, Химия и хим. технология, т. 6, № 6, 1031 (1962).
4. M. Robinson, Air Poll Control Assoc. Journal. v. 18, № 4, 235 (1968).
5. Е. А. Штрауф, Молекулярная физика, Гостехтеориздат, Л.—М., 1949.
6. В. М. Ткаченко, А. И. Валуев, В сб.: «Электрическая очистка газов», Энергия, М., 1968.
7. В. А. Бабашкин, И. П. Верещагин, А. Е. Гоник, В сб.: «Электрические методы очистки газов», Тезисы докладов ЦИНТИ, химнефтемаш, М., 1973.
8. В. И. Левитов, И. К. Решидов, В сб.: «Сильные электрические поля в технологических процессах», Энергия, М., 1969.
9. Л. М. Новиков, Н. В. Инюшкин, Труды УНИХИМа, вып. 25, Свердловск, 1973, стр. 5.
10. К. Т. Руденко, А. В. Калмыков, Обеспыливание и пылеулавливание при обработке полезных ископаемых, Госгортехиздат, М., 1963.
11. С. Е. Бутаков, Аэродинамика систем промышленной вентиляции, Профиздат, М., 1949.
12. А. М. Гервасьев, Циклон СИОТ, Металлургиздат, М., 1954.
13. А. М. Гервасьев, Пылеуловители СИОТ, Профиздат, 1954.
14. Л. М. Новиков, Н. В. Инюшкин, Настоящий сборник, стр. 12.
15. Н. В. Инюшкин, Л. П. Озирченко, Г. К. Лисовая, М. И. Ведерникова, Труды УНИХИМ, вып. 20, изд. «Химия», Л., 1971.
16. Л. М. Новиков, Н. В. Инюшкин, Настоящий сборник, стр. 10.
17. H. Doyle and A. F. Brooks, Industrial and Engineering Chemistry, № 12 (1957).
18. В. Н. Ужов, Борьба с пылью в промышленности, Госхимиздат, М., 1962.
19. Н. В. Инюшкин, Л. П. Озирченко, Труды УНИХИМ, вып. 20, изд. Химия, Л., 1971.
20. В. Б. Ведерников, Л. П. Озирченко, Настоящий сборник, стр. 17.
21. М. П. Довпар, Огнеупоры, М., 1958.
22. Н. В. Инюшкин, Л. П. Озирченко, Л. В. Сажаева, Труды УПИ, сбор. 205, Свердловск, 1972.
23. Н. В. Инюшкин, Л. П. Озирченко, Настоящий сборник, стр. 14.
24. В. Б. Ведерников, Б. В. Березин, Зависимость коэффициента эффективности разделения сыпучих материалов по крупности от длины участка плоскости падения, Труды УПИ им. С. М. Кирова, Сборник № 152, Свердловск, 1966.
25. Н. Г. Тюренков, Единый метод оценки эффективности обогатительных процессов, Металлургиздат, Свердловск, 1952.
26. Л. Г. Лойцянский, А. И. Лурье, Курс теоретической механики, ч. 2, Гостехиздат, М.—Л., 1955.
27. А. А. Кукибный, Метательные машины, Машиностроение, М., 1964.

ФИЛЬТРОВАНИЕ СУСПЕНЗИЙ СОЛЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

А. М. Загудаев, Л. Г. Ширинкин

ВЛИЯНИЕ УСЛОВИЙ ПОЛУЧЕНИЯ СУСПЕНЗИИ ФТОРИСТОГО АЛЮМИНИЯ НА ПРОЦЕСС ЕЕ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Пересыщенные растворы фторида алюминия получают взаимодействием кремнефтористоводородной кислоты с гидроокисью алюминия:

$$H_2SiF_6 + Al(OH)_3 \rightarrow AlF_{3p} + xSiO_2 \cdot yH_2O + H_2O.$$

В промышленных условиях гидратированную двуокись кремния отделяют от раствора на наливных вакуум — фильтрах [1]. Проницаемость осадков в значительной мере определяется условиями получения суспензии. Указывается [2—5], что хорошо фильтрующийся гель кремневой кислоты образуется в том случае, когда реакцию проводят при избытке гидроокиси алюминия [5], температуре 60—70° C и продолжительности загрузки гидроокиси алюминия в кислоту более 30 *мин*. Другие исследователи [6—8], напротив, считают целесообразным осуществлять процесс при 90—100° C и продолжительности загрузки $Al(OH)_3$ не более 1 *мин*.

Условия образования легко фильтрующегося геля SiO_2 приобретают важное значение и с точки зрения достижения высокой степени его отмывки. На отмывку геля SiO_2 влияют толщина осадка, предварительная его подсушка, механическое разрушение структуры осадка перед промывкой, а также взаимодействие этих факторов [9]. Определенное значение имеет и конструкция фильтров [1]. В литературе, однако, отсутствуют данные о кинетической стороне процесса отмывки.

Целью настоящей работы являлось изучение фильтруемости суспензии фтористого алюминия в зависимости от температуры реакции, продолжительности загрузки $Al(OH)_3$ в кислоту, соотношения исходных реагентов и других факторов и сравнение полученных результатов с известными в литературе данными. Кроме того, в задачу исследования входило изучение кинетики отмывки осадков геля.

Кислоту заданной концентрации (от 10 до 17% H_2SiF_6) подогревали до температуры 70, 80 или 90° C и загружали в нее сухую гидроокись алюминия. Избыток кислоты от стехиометрии составлял 5, 0 и —5%. Продолжительность загрузки гидроокиси алюминия в кислоту изменяли от 0 до 30 *мин*. После

окончания реакции суспензию сразу же разделяли на вакуум — фильтрационной установке наливного типа, но в ряде опытов суспензию специально перемешивали дополнительное время: 30 и 60 *мин*. Температуру фильтрования поддерживали равной температуре реакции; разрежение составляло 290—300 *мм* рт. ст. Критерием для оценки скорости фильтрования принята продолжительность разделения суспензии объемом 400 *мл*.

Результаты опытов свидетельствуют о положительном влиянии повышения температуры реакции на скорость фильтрования (рис. 1, *кривая 1*). Эта зависимость сохраняется при введении поправки на вязкость раствора различной температуры.



Рис. 1. Влияние температуры реакции и ее продолжительности на скорость фильтрования и степень отмывки осадка.

Условия: 13% H_2SiF_6; избыток H_2SiF_6 от стехиометрии 5%; продолжительность загрузки $Al(OH)_3$ — 10 *сек*. *1* — продолжительность избыточного перемешивания суспензии 0 *мин*; *2* — 30 *мин*; *3* — 60 *мин*; *4* — содержание F в осадке.

Рис. 2. Влияние продолжительности загрузки $Al(OH)_3$ в кислоту (*1*) и нормы H_2SiF_6 (*2*) на скорость фильтрования суспензии.

Условия: 13% H_2SiF_6; избыток H_2SiF_6 — 5%; температура реакции — 90° C; продолжительность загрузки $Al(OH)_3$ — 10 *сек*; избыточное перемешивание — 0 *мин*.

ры. Улучшение фильтрующих свойств геля обусловлено, по-видимому, воздействием температуры на скорость образования SiO_2 — геля. Последняя же определяется скоростью разложения иона $Si_2F_6^{2-}$ [10]. Однако эффект от повышения температуры реакции снижается и даже исчезает, когда суспензию перемешивают после окончания реакции длительное время: от 30 до 60 *мин* (рис. 1, *кривые 2* и *3*). При длительном избыточном перемешивании пересыщенный раствор фторида алюминия разлагается, образуя в начальной фазе распада тонкодисперсную фракцию $AlF_3 \cdot 3H_2O$. По этой причине ухудшаются как фильтрующие свойства осадка, так и показатели его отмывки (рис. 1, *кривая 4*).

Скорость фильтрования повышается при увеличении продолжительности загрузки гидроокиси алюминия в кислоту (рис. 2), особенно в интервале от 0,2 до 10—15 *мин*. При медленном смешении реагентов создаются условия для растворения мелких и образования за счет этого более крупных агрегатов [11]; увеличение же температуры способствует росту скорости «перекристаллизации».

Таким образом, результаты данной работы указывают на целесообразность осуществления процесса разложения H_2SiF_6 при температуре 90° С и выше. Это согласуется с выводом ав-

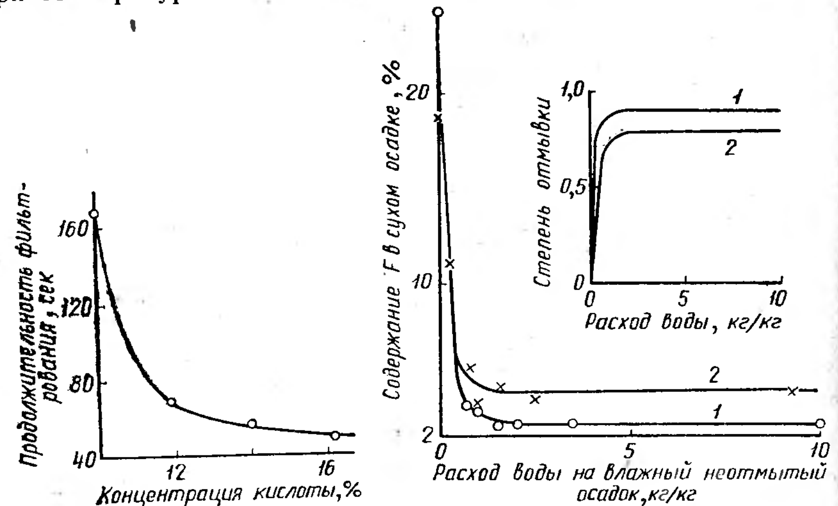


Рис. 3. Влияние концентрации кислоты на скорость фильтрования. (Условия обозначены на рис. 2).

Рис. 4. Зависимости, характеризующие процесс отмывки осадка:

1 — осадки, полученные из кислоты, содержащие 20 *г/л* взвесы двуокиси кремния; *2* — осадки, полученные из осветленной кислоты, содержащей 0.45% P_2O_5.

торов [6—8]. В отношении продолжительности загрузки гидроокиси алюминия в кислоту наши результаты стоят ближе к выводам других авторов [2—5]. Вместе с этим, проведенное исследование показывает, что продолжительность перемешивания суспензии, полученной из кислоты концентрацией 12% и более, после окончания реакции необходимо ограничивать 20 *мин*.

Скорость фильтрования повышается по мере увеличения количества кислоты (по сравнению со стехиометрическим) (рис. 2). Недостаток кремнефтористоводородной кислоты особенно отрицательно сказывается на процесс вакуум — фильтрования в условиях непрерывного получения раствора фторида алюминия. Снижение проницаемости фильтрованных осадков геля SiO_2 при увеличении количества $Al(OH)_3$, вводимой в кислоту, обусловленно ростом удельной поверхности частиц осадка [10].

Концентрация кислоты является одним из решающих факторов, обусловливающих увеличение скорости фильтрования суспензии, особенно при повышенной температуре реакции (рис. 3). При использовании кислоты концентрацией 12% и более проведение реакции в условиях высокой температуры (90° С и выше) образуется грубодисперсная форма двуокиси кремния.

Таким образом, получение хорошо фильтрующихся осадков становится возможным при следующих условиях: температура реакции 90° С и выше; избыток кислоты от стехиометрии 2—5%; продолжительность загрузки гидроокиси алюминия в кислоту 5—15 *мин*, продолжительность перемешивания суспензии после окончания реакции 20 *мин*; концентрация кислоты — не менее 12%.

Изучение промывки геля SiO_2 проводили на осадках, полученных из 12%-ной кислоты при температуре реакции 90—95° С и времени излишнего перемешивания 20 *мин*. Осадки, полученные в таких условиях, обладают некоторыми свойствами структурированных систем. В качестве примера можно указать на тот факт, что осадки геля SiO_2 весом 150 *г* после механического разрушения и последующего фильтрования выделяют до 50 *г* жидкой фазы (фильтрата). Для удаления иммобилизованной жидкости непромытые осадки, отобранные с промышленных фильтров, перемешивали в сосуде. «Обводнившийся» осадок помещали ровным слоем в лабораторный фильтр и промывали технической водой при температуре 60—70° С. Перепад давления составлял 290—300 *мм* рт. ст. В опытах использовали осадки, полученные из осветленной кислоты и кислоты, содержащей двуокись кремния. Дисперсность гидратированной двуокиси кремния при использовании чистой кислоты заметно выше дисперсности осадков, образующихся при использовании загрязненной кислоты [12].

Кинетические кривые (рис. 4) указывают на то, что процесс промывки изученных осадков состоит из трех стадий. В начале промывки концентрация фторидного алюминия резко уменьшается, затем скорость отмывки (извлечение AlF_3) замедляется, после чего наблюдается исключительно медленное извлечение отмываемого вещества из осадка. Последняя, третья стадия промывки контролируется диффузионными процессами [13, 14].

Количество прочно связанной (адсорбционной) жидкости в осадке зависит от физико-химического состояния твердой фазы, в первую очередь, от степени ее дисперсности, а также от свойств раствора. Представляло интерес определение связи между количеством воды, прочно связанной с кремнегелем, и количеством фтористого алюминия, удерживаемого осадками, промытыми большим количеством воды.

Известно [15], что адсорбционная способность гелей SiO_2 зависит от содержания в них воды (рис. 5). Для определения во-

ды в исследуемых гелях SiO_2 образцы высушивали при 600° С. По величине п. п. п. вычисляли количество H_2O, связанное с SiO_2 (рис. 6). Кажущееся увеличение содержания H_2O в SiO_2, отмытом недостаточно полно, объясняется уменьшением веса образцов в ходе анализа за счет пирогидролиза фторида алюминия. Глубоко отмытые осадки содержат 4,5% H_2O (осадок 1) и 2,54% H_2O (осадок 2). Следовательно, в результате взаимодействия H_2SiF_6 с $Al(OH)_3$ образуется гель, в первом случае отвечающий формуле $4SiO_2 \cdot H_2O$, а во втором — $7SiO_2 \cdot H_2O$. Сопоставляя эти результаты с выводами Блю и Штарка [15], можно заключить, что в изученных осадках количество H_2O,



Рис. 5. Адсорбционная способность кремнегеля по отношению к SO_2 в зависимости от количества воды, прочно связанной с SiO_2 [15]:

1 — 2,3% H_2O; 2 — 3,5%; 3 — 8%.

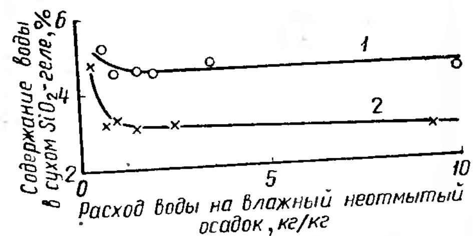


Рис. 6. Содержание прочно связанной с SiO_2 воды в исследованных осадках:

1 — осадки, полученные из кислоты, содержащей 20 г/л SiO_2; 2 — осадки, полученные из осветленной кислоты, содержащей 0.45% P_2O_5.

прочно связанное с SiO_2, не оказывает влияние на удержание AlF_3 кремнегелем.

Различие в величине адсорбированного фторида алюминия поверхностью исследованными образцами кремнегеля, имеющими, видимо, одинаковую химическую природу обусловлено разностью удельных поверхностей этих гелей. Этим, например, объясняют различие в количестве адсорбированного вещества адсорбентами, имеющих одинаковую химическую природу поверхностей [16]. Резкое снижение адсорбционной способности кремнегеля возможно при отыскании условий, обеспечивающих образование геля с очень низким содержанием воды (менее 2%), когда происходит глубокое изменение его физических свойств [17]. Такая возможность открывается при использовании кислоты высокой концентрации: 18—20% H_2SiF_6 и более.

Л. Г. Ширинкин, А. М. Загудаев,
Ю. С. Кропотухин, И. К. Скобеев

О СОПРОТИВЛЕНИИ ФИЛЬТРОТКАНИ И ПРЕДЕЛЬНОМ НАПРЯЖЕНИИ СДВИГА И СВЯЗИ ИХ С УДЕЛЬНЫМ СОПРОТИВЛЕНИЕМ ОСАДКОВ

Проницаемость осадков оценивают обычно при помощи их среднего удельного сопротивления r. Фильтрующие свойства осадков зависят от дисперсности и физико-химического состояния твердой фазы суспензии. Сопротивление фильтроткани R определяется ее строением и так же, как и удельное сопротивление осадка, зависит от указанных выше факторов.

Отношение R/r по физическому смыслу представляет собой сопротивление фильтроткани, выраженное в единицах толщины осадка. При изменении условий фильтрования величина R/r может оставаться неизменной [19]. Но в ряде случаев она оказывается зависимой от удельного сопротивления осадка [20]. В литературе имеется лишь ограниченное число работ, освещающих эту взаимосвязь [19, 20]. Еще менее изученным вопросом является поведение фильтрованных осадков с точки зрения физико-химической механики.

Исследованию реологического поведения сплошных структурированных систем посвящено большое число работ [21—24]. Основными показателями механических свойств таких систем, в условиях не слишком больших деформаций, являются условно-мгновенный модуль упругости E_1, модуль эластичности E_2, вязкость неразрушенной структуры η_1, условная вязкость η_2 и предельное напряжение сдвига P_m [25]. Наиболее простой и практически важной характеристикой считается величина P_m [26]. Для ее определения используют несколько способов, в том числе, метод проникновения индентора в объем исследуемой системы [27, 28]. Вычисленная по наибольшему погружению конуса величина P_m характеризует пластическую прочность системы, соответствующую верхнему пределу текучести. При условии течения системы вдоль поверхности конуса, предельное напряжение сдвига определяют по формуле:

$$P_m = \frac{\frac{\cos 2\varphi}{2} \cdot \mathrm{ctg}\,\frac{\varphi}{2}}{\pi} \cdot \frac{P}{h^2} = k \cdot \frac{P}{h^2}, \quad (1)$$

где φ — угол конуса;
P — нагрузка на конус, уравновешенная прочностью системы;
h — наибольшая глубина погружения конуса при нагрузке P.

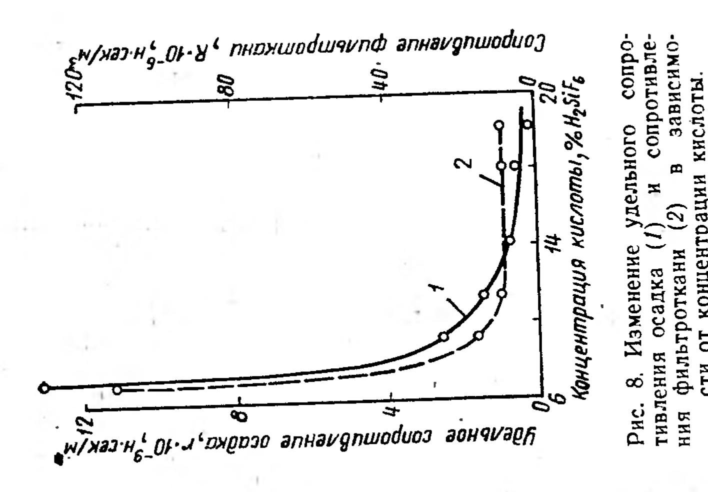


Рис. 8. Изменение удельного сопротивления осадка (1) и сопротивления фильтроткани (2) в зависимости от концентрации кислоты.

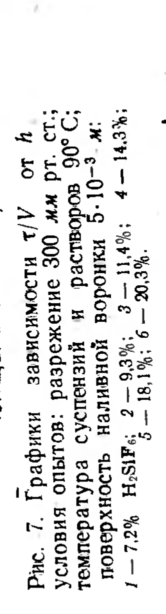


Рис. 7. Графики зависимости τ/V от h условия опытов: разрежение 300 *мм* рт. ст.; температура суспензий и растворов 90° С; поверхность наливной воронки $5 \cdot 10^{-3}$ *м*²:
1 — 7,2% H_2SiF_6; 2 — 9,3%; 3 — 11,4%; 4 — 14,3%; 5 — 18,1%; 6 — 20,3%.

Для однородных по глубине дисперсных систем и в отсутствие нарушения этой однородности в процессе погружения конуса значение P_m инвариантно по отношению к φ, P и h. В случае неоднородных по глубине структур, например, седиментационных осадков прочность последних нарастает прямо пропорционально глубине [30]. К числу дисперсных систем с неоднородной структурой следует отнести и осадки, образующиеся при фильтровании.

Исследования, результаты которых изложены в данной работе, проводили с суспензией фтористого алюминия. Суспензию получали взаимодействием гидроокиси алюминия с осветленной кремнефтористоводородной кислотой различной концентрации при температуре 90—95°С и избытке H_2SiF_6 от стехиометрии 5% [29]. В качестве фильтровальной перегородки использовали лавсановую ткань арт. 56050. Константы r и R определяли методом фильтрования чистого фильтрата через слой предварительно отфильтрованного осадка. Результаты измерений, необходимые для расчета r и R, представлены на рис. 7.

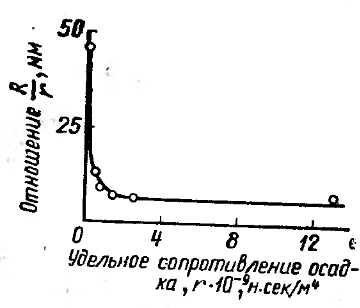


Рис. 9. Зависимость R/r от r.

Проницаемость исследованных осадков и сопротивление фильтроткани (рис. 8) сильно зависят от концентрации кислоты. Образующиеся при этом осадки гидратированной двуокиси кремния имеют удельное сопротивление, отличающееся друг от друга почти на два порядка (от $0{,}15 \cdot 10^9$ до $13{,}14 \cdot 10^9$ *н*×*сек*/*м*⁴). Сопротивление ткани изменяется от $8{,}5 \cdot 10^6$ до $46 \cdot 10^6$ *н·сек*/*м*³, т. е. приблизительно в 5,5 раза.

На рис. 9 показана зависимость R/r от r. Из графика видно, что сопротивление ткани при формировании на ней осадков с высокой проницаемостью эквивалентно сопротивлению осадка толщиной 46 *мм*. В интервале значений удельного сопротивления осадка от $0{,}15 \cdot 10^9$ до $1{,}4 \cdot 10^9$ *н·сек*/*м*⁴ наблюдается уменьшение величины R/r с 46 до 6—7 *мм*, которая в дальнейшем ($r > 1{,}4 \cdot 10^9$ *н·сек*/*м*⁴) остается практически неизменной. Аналогичная в качественном отношении картина наблюдается при вакуум — фильтровании и некоторых других суспензий [20].

Расомотрим результаты измерения прочности данных осадков, определенной методом проникновения конуса [27, 28] с углом конусности 45° (k=0,658).

Для всех исследованных систем характерно повышение предельного напряжения сдвига P_m по глубине осадков h (рис. 10). Зависимость $P_m = f(h)$ для всех исследованных осадков имеет вид:

(2)

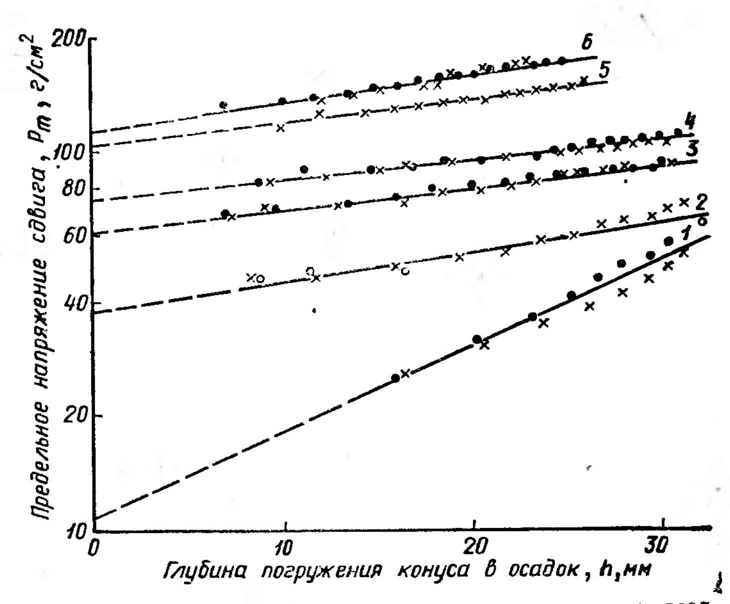


Рис. 10. Изменение предельного напряжения сдвига в осадках по их глубине:

1 — осадки, полученные из кислоты концентраций 7,2% H_2SiF_6; *2* — 9,3%; *3* — 11,4%; *4* — 14,3%; *5* — 18,1%; *6* — 20,3%.

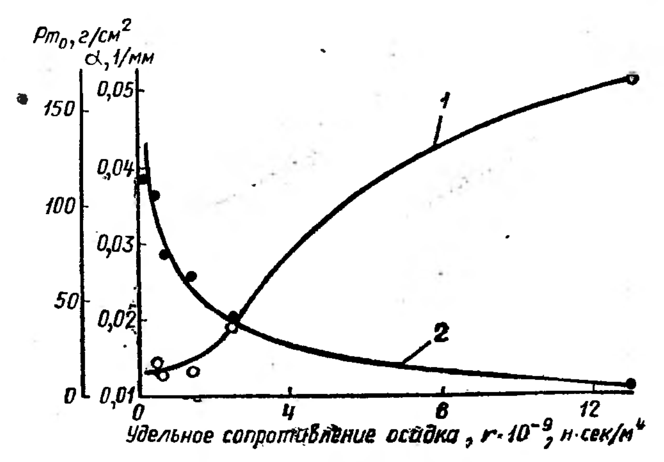


Рис. 11. Влияние удельного сопротивления осадка на коэффициенты Pm_0 и α:

1 — $\alpha = f(r)$; *2* — $Pm_0 = f(r)$.

Следовательно, в отличие от седиментационных осадков [30] дисперсные структуры, полученные методом фильтрования, характеризуются более сложной зависимостью между P_m и h. В уравнении (2) константа α отражает нарастание прочности слоев осадка в направлении к фильтроткани. Для осадков с высокой проницаемостью (в исследованных системах до $1{,}5 \cdot 10^9$ *н·сек/м*^{4}) α слабо зависит от удельного сопротивления r (рис. 11, *кривая 1*). При более высоких значениях последнего ($r > 1{,}5 \cdot 10^9$ *н·сек/м*^{4}) наблюдается значительное повышение α. Константу P_{m_0} можно представить себе как величину предельного напряжения сдвига в верхнем слое осадка при очень малой глубине погружения конуса. Если бы структура осадка оставалась однородной по глубине, тогда очевидно, что $\alpha = 0$ и

$$P_m = P_{m_0}. \qquad (2а)$$

Следовательно, P_{m_0} — это гипотетическая величина предельного сдвига однородного фильтрованного осадка, структурно-механические свойства которого адекватны свойствам слоя осадка на границе с воздухом. В изученных условиях повышение проницаемости осадков приводит к увеличению значения P_{m_0} (рис. 11, *кривая 2*).



Рис. 12. Изменение удельной поверхности (БЭТ) двуокиси кремния от концентрации кислоты.

Таким образом, между удельным сопротивлением осадка, с одной стороны, и сопротивлением ткани, выраженным в единицах толщины осадка R/h, и константами уравнения (2) P_{m_0} и α, с другой стороны, обнаруживается определенная взаимосвязь. Причины этой взаимосвязи заключаются, как нам представляется, в следующем.

При использовании концентрированной кислоты образуется грубодисперсная SiO_2. Уменьшение концентрации исходной кислоты обусловливает не только повышение дисперсности двуокиси кремния, но и приводит к образованию рыхлых агрегатов (рис. 13) с сильно развитой поверхностью (рис. 12).

Вследствие этого осадки приобретают качества, приближающие их к свойствам структурированных систем. На это указывает, например, факт освобождения осадками иммобилизованной жидкости после механического разрушения их структуры [29]. Однако, они не обладают тиксотропными свойствами, поэтому их нельзя считать сплошными структурами в том смысле, как это принято в физико-химической механике [23]. В данном случае можно говорить лишь о признаках структурирования, развитых в системе в большей или меньшей степени.

Таким образом, резкое возрастание удельного сопротивления осадков, наблюдаемое при снижении концентрации исходной кислоты (рис. 8), объясняется увеличением дисперсности SiO_2 и ее удельной поверхности.

Вследствие одновременного развития в осадках признаков структурирования происходит уменьшение P_{m_0} (рис. 11, *кривая 2*). Значение P_m в системах с более тонкими дисперсиями меньше, чем в системах, состоящих из более грубых частиц [30]. Возрас-

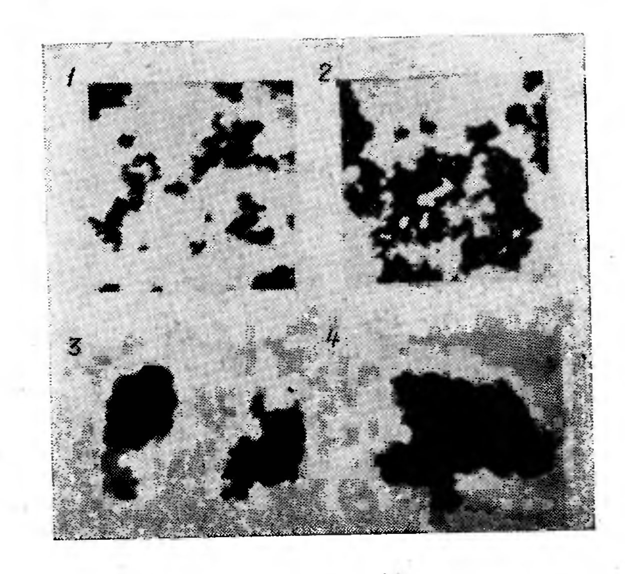


Рис. 13. Электронно-микроскопические снимки образцов (10 000х):

1 — SiO_2 из 7,2%-ной H_2SiF_6; *2* — 9,3%-ной; *3* — 11,4%-ной; *4* — 20,3%-ной.

тание константы α с увеличением *r* обусловлено различной степенью уплотнения слоев осадка в направлении к фильтроткани (за счет уменьшения статического давления). При всех прочих равных условиях величина α для слоя осадка из тонкодисперсных и рыхлых частиц SiO_2 выше, чем в слое осадка, сформированного из более крупных частиц. В осадках с сильно развитыми признаками структурирования она максимальна (рис. 11, *кривая 1*).

Структура и характер построения частиц, проникших в поровое пространство фильтроткани повторяют в определенной степени структуру максимально уплотненного слоя осадка. В случае труднопроницаемых осадков, обладающих признаками структурированных систем, глубина заполнения пор ткани осадком изменяется, по-видимому, незначительно при увеличении удельного сопротивления *r*. По мере ослабления структурных свойств системы и укрупнения частиц создаются условия для более глубокого проникновения мелких частиц в поры ткани. Этот процесс имеет тем большую вероятность, что выше содержание в осадке дисперсных частиц, пребывающих в стабилизированном состоянии. От глубины заполнения порового пространства ткани частицами осадка и зависит величина сопротивления *R*, выраженная в единицах толщины осадка.

А. П. Бороздин, Л. Г. Ширинкин

ЗНАЧЕНИЕ ФИЛЬТРОТКАНИ И ДОБАВОК ПАА В ПРОЦЕССЕ ФИЛЬТРОВАНИЯ СУСПЕНЗИИ НЕФЕЛИНОВОГО КОАГУЛЯНТА

В процессе получения очищенного нефелинового коагулянта камерным методом [31] стадия фильтрования является одной из важнейших. На значение отдельных факторов, оказывающих существенное влияние на скорость фильтрования, указывалось ранее [32]. В настоящей работе рассматривается роль фильтроткани и добавок полиакриламида (ПАА).

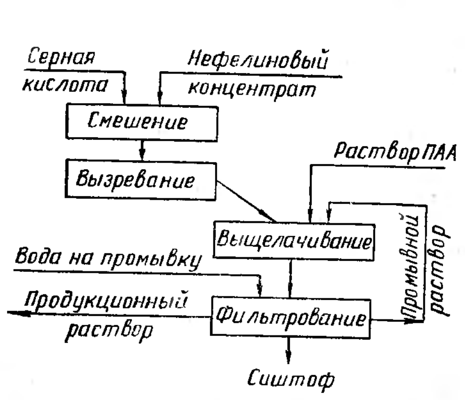


Рис. 14. Схема получения раствора сернокислого алюминия из нефелинового концентрата.

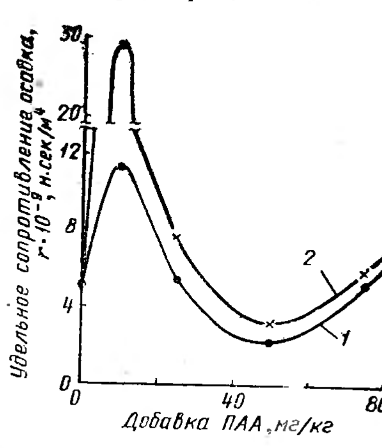


Рис. 15. Влияние добавок ПАА на удельное сопротивление осадка (фильтровальная ткань: лавсан арт. Л-136):

1 — 0,5%-ный раствор ПАА; *2* — 0,1%-ный раствор ПАА.

Опыты проводили в лабораторных условиях. Камерный продукт получали в оптимальных условиях [33] из концентрата следующего состава: 27,13% $Al_2O_{3кр}$; 2,52% $Fe_2O_{3кр}$; 12,7% $Na_2O_{общ}$; 5,6% $K_2O_{общ}$; 42,64% SiO_2; 1,53% CaO; 0,04% MgO.

Горячий камерный продукт выщелачивали промывным раствором (рис. 14) при 90—95° С в течение 10 *мин.* Суспензию фильтровали на обогреваемой воронке наливного типа при 90° С и разрежении 400 *мм* рт. ст. через лавсановые ткани арт. Л—136, арт. 56 038, полипропиленовую арт. 24 005 и другие из числа синтетических. Продукционные растворы содержали 6,4—6,5% Al_2O_3; 0,3—0,4% Fe_2O_3; 0,3—0,4% H_2SO_4. Рабочие растворы ПАА готовили из 8%-ного ПАА двух концентраций: 0,1 и 0,5%. Их вводили в суспензию за 1—1,5 *мин* до окончания выщелачивания.

Полиакриламид часто применяют для коагуляции суспензий [34], в том числе, алюмосодержащих пульп [35, 36]. Коагулирующее действие ПАА зависит от большого числа факторов: свойств жидкой и твердой фаз суспензии, количества добавки ПАА, характера адсорбции его дисперсной фазой, интенсивностью перемешивания [37—40] и др. Эффективность применения ПАА в конкретных условиях может быть установлена только экспериментально.

На рис. 15 показано изменение удельного сопротивления осадков, образующихся в процессе получения нефелинового коагулянта, в зависимости от количества и концентрации ПАА, введенного в суспензию.

Эта зависимость имеет сложный характер. Небольшие добавки ПАА (до 10 *мг/кг*) приводят к резкому повышению удельного сопротивления осадков, особенно при введении малоконцентрированного (0,1%) раствора ПАА. При увеличении добавки свыше 10 *мг/кг* проницаемость осадков сначала снижается, но затем снова возрастает. Минимальному сопротивлению соответствует добавка в количестве 50 *мг* 100%-ного ПАА на 1 *кг* камерного продукта. Необходимо отметить, что при этой оптимальной добавке действие 0,1%-ного раствора ПАА проявляется слабее, чем 0,5%-ного раствора.

Таким образом, в изученных условиях наибольший эффект достигается при введении ПАА в количестве 50 *мг/кг* и концентрации рабочего раствора 0,5%. Осадки, полученные в этих условиях, имеют сопротивление вдвое ниже, чем в отсутствие ПАА.

Закономерность фильтрования с образованием осадка при постоянной разности давлений предполагает следующую зависимость:

$$R^* = \Delta P \cdot F \frac{\tau}{V} = R + \frac{\chi_0 \cdot r}{2 \cdot F} \cdot V, \qquad (3)$$

где ΔP — перепад давления, *н/м²*;
F — поверхность фильтрования, *м²*;
χ_0 — объем осадка при получении единицы объема фильтрата, *м³/м³*;

R^* — суммарное сопротивление (фильтроткани и осадка), *н·сек/м³*;
r — удельное сопротивление осадка, *н·сек/м⁴*;
R — сопротивление фильтроткани, *н·сек/м⁴*;
τ — продолжительность фильтрования, *сек*;
V — объем фильтара за время τ, *м³*.

В процессе фильтрования конкретной суспензии при одной и той же температуре и ΔP=const величина r, R и χ_0 остаются

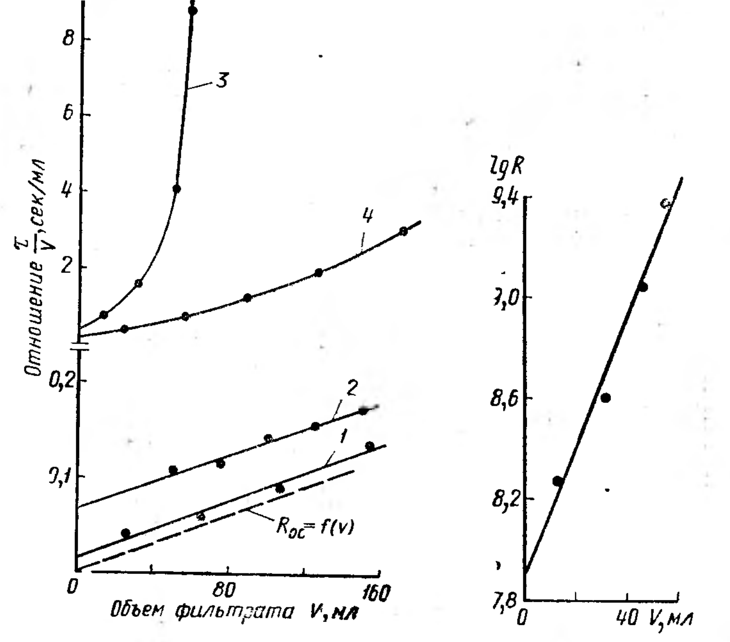


Рис. 16. Зависимость $\tau/V=f(V)$ для различных фильтровальных тканей: *1* — полипропилен арт. 24 005; *2* — лавсан арт. Л-136; *3* — лавсан арт. 56 038; *4* — лавсан арт. 56 038 при введении в суспензию полиакриламида.

Рис. 17. Изменение сопротивления ткани арт. 56038 в процессе образования на ней осадка.

постоянными; уравнение (3) является уравнением прямой, наклонной к оси абсцисс. На рис. 16 представлены зависимости $\frac{\tau}{V}=f(V)$, характеризующие процесс фильтрования суспензии нефелинового коагулянта через различные фильтровальные ткани. Необходимо подчеркнуть, что все опыты были проведены с одной и той же суспензией и в одинаковых условиях. При фильтровании через полипропиленовую ткань арт. 24 005 и лавсановую арт. Л-136 суммарное сопротивление R^* прямо пропорционально V. Удельное сопротивление осадков в этих опытах составило, соответственно, $4{,}6 \cdot 10^9$ и $4{,}0 \cdot 10^9$ *н·сек/м⁴*. Рас-

хождение в результатах (14%) находится в пределах ошибки, обычной при исследовании процессов фильтрования технических суспензий [20]. Среднее значение r составляет $4{,}3\times\times10^9$ *н·сек/м⁴*. Прямые *1* и *2* (рис. 16) отстекают на оси ординат отрезки, соответствующие сопротивлению $3{,}5\cdot10^6$ *н·сек/м³* для полипропиленовой ткани арт. 24 005 и $18\cdot10^6$ *н·сек/м³* для лавсановой арт. Л-136. Другими словами, сопротивление этих тканей эквивалентно сопротивлению осадка толщиной 0,81 и 4,3 *мм*.

Фильтрование этой же суспензии через лавсановую ткань арт. 56 038 (*кривая 3* на рис. 16) характеризуется резким возрастанием суммарного сопротивления R^*, причем в этом случае не наблюдается прямой пропорциональности между R^* и V.

При введении в суспензию 0,5%-ного ПАА в количестве 50 *мг/кг* интенсивность роста R^* снижается (*кривая 4*), но зависимость $\frac{\tau}{V}=f(V)$ не становится прямолинейной. Отсутствие прямой пропорциональности между R^* и V наблюдалось при фильтровании и через некоторые другие ткани. Формально такое явление можно объяснить изменением сопротивлния ткани R в процессе формирования на ней осадка. *Кривая 3* характеризует суммарное сопротивление фильтрованию, оказываемое тканью и осадком. Допустим, что сопротивление осадка R_{oc} в процессе его формирования растет прямо пропорционально объему фильтрата V (*пунктирная линия* на рис. 16). Тогда разность между ординатами *кривой 3* и прямой линией, выражающей зависимость $R_{oc}=f(V)$, характеризует текущее значение сопротивления ткани R. На рис. 17 показано изменение этого сопротивления в процессе формирования осадка на лавсан арт. 56 038 в отсутствие ПАА.

Вычисленные таким способом значения R удовлетворительно ложатся на прямую в координатах $\lg R—V$. Следовательно, в данных условиях возрастание сопротивления ткани формально можно выразить зависимостью вида:

$$R = R_o\cdot e^{kV}, \qquad (4)$$

где R_0 — начальное сопротивление фильтроткани, *н·сек/м³*;
k — коэффициент, характеризующий интенсивность роста сопротивления этой ткани.

Начальное сопротивление R_0 лавсановой ткани арт. 56 038 оказалось равным $83{,}7\cdot10^6$ *н·сек/м³*, т. е. эквивалентно сопротивлению осадка толщиной 19—20 *мм*. В процессе формирования осадка на ткани ее сопротивление резко возрастает, достигая к концу опыта величины, эквивалентной сопротивлению осадка толщиной 500—550 *мм*. Процесс фильтрования практически прекращается.

Искажение закономерности фильтрования суспензии с образованием осадка не связано со свойствами материала (полимера) ткани. Фильтроткани арт. 56 038 и Л-136 изготовлены из полиэфирных волокон, однако процесс разделения суспензии через эти ткани протекает по-разному. Причина данного явления заключается, вероятно, в особенностях структуры (строения) ткани. На основании изучения строения исследованных фильтровальных материалов под микроскопом можно полагать, что существенное значение здесь имеет следующие факторы: соотношение закрытой и открытой пористости тканей, форма и размеры сквозных (открытых) пор и др.

Таким образом, при фильтровании суспензии нефелинового коагулянта выбор ткани имеет исключительно важное значение. Рационально выбранная фильтроткань имеет сравнительно небольшое сопротивление, эквивалентное сопротивлению осадка толщиной 1—5 *мм*, и обеспечивает получение на фильтрах наливного типа (карусельных или ленточных) осадка толщиной 17—18 *мм*.

С целью интенсификации этого процесса рекомендуется применение 0,5%-ного ПАА в количестве 50 *мг/кг* камерного продукта. Использование этого высокомолекулярного коагулянта заметно улучшает показатели фильтрования даже в том случае, если ткань выбрана неудачно.

Вопрос влияния свойств суспензии на искажение зависимости $\tau/v=f(v)$ требует специального обсуждения.

В. И. Малкиман, Й. А. Апахов, Л. Н. Казенных, А. Л. Олесова, Л. М. Грибанова, Л. М. Манаева

ФИЛЬТРОВАНИЕ СУСПЕНЗИЙ ГЕЛЯ КРЕМНИЕВОЙ КИСЛОТЫ И ВАНАДИЕВОГО ШЛАМА

Процессы фильтрования и промывки геля кремневой кислоты и ванадиевого шлама являются важными стадиями процесса получения нового сернокислотного катализатора.

Целью настоящей работы являлось изучение фильтруемости суспензии ванадиевого шлама и кислой суспензии геля кремневой кислоты, полученной из жидкого стекла предварительно замороженного и «обычного», не подвергшегося действию температур ниже температуры замерзания.

Изучение фильтруемости суспензий геля кремневой кислоты обусловлено необходимостью проверки литературных сведений [41] о возможности изменения свойств геля кремневой кислоты, полученного из предварительно замороженного стекла.

Опыты проводили на лабораторном фильтр-прессе поверхностью 0,01 $м^2$ при избыточном давлении 0,1—0,5 $мн/м^2$ и температуре 18—20° С. В качестве фильтровальной ткани применялся бельтинг. Константы фильтрования рассчитывали по общепринятой методике для процесса с образованием осадка [42].

Значения среднего удельного сопротивления осадка, полученного из обычного стекла, составили при давлении 0,1 $мн/м^2$ $0{,}08 \cdot 10^{12}$ $н \cdot сек/м^4$, а из предварительно замороженного стекла — $0{,}6 \cdot 10^{12}$ $н \cdot сек/м^4$. При давлении 0,5 $мн/м^2$, соответственно, $0{,}39 \cdot 10^{12}$ и $0{,}37 \cdot 10^{12}$ $н \cdot сек/м^4$. Это свидетельствует об одинаковой проницаемости изученных осадков. На рис. 18 приведены кинетические кривые процесса промывки осадка геля кермневой кислоты от сульфата алюминия. *Кривая 3* рассчитана из предположения, что содержание Al_2O_3 в промывной воде в данный момент промывки пропорционально содержанию его в осадке [42]. Влажность осадка составляла 79,5%. Расхождение между расчетным (0,02%) и фактическим содержанием Al_2O_3 в осадке (0,06%) находится в пределах точности применяемого аналитического метода определения Al_2O_3 при малых содержаниях. На рис. 18 видно, что основное количество сульфата алюминия отмывается при расходе воды 10—15 *л/кг*. При расходе воды 20 *л/кг* уже достигается требуемая степень отмывки осадка: содержание Al_2O_3 в нем становится меньше 0,5%. В промышленных условиях расход воды, необходимый для достижения заданного содержания Al_2O_3 в осадке, возможно, будет больше из-за неравномерности толщины слоя и наличия трещин.

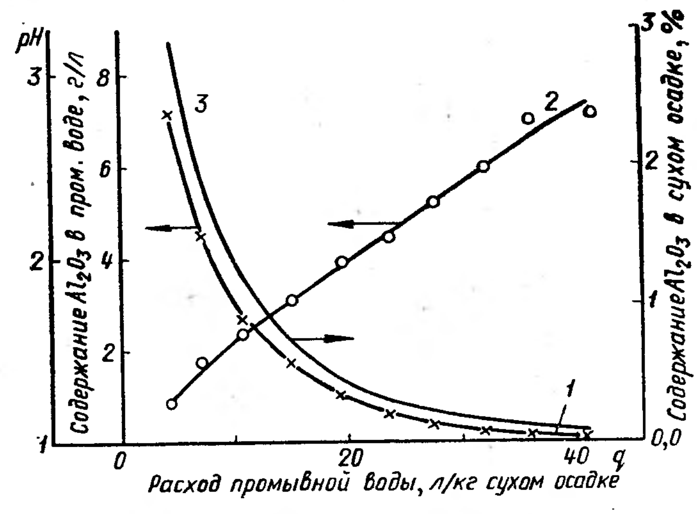


Рис. 18. Кинетические кривые промывки геля кремневой кислоты:

1 — изменение содержания Al_2O_3 в промывном растворе; *2* — изменение pH; *3* — изменение содержания Al_2O_3 в осадке.

Графики на рис. 18 указывают на симбатную зависимость между содержанием Al_2O_3 и pH в промывной воде. Эта зависимость может быть использована для автоматического управления процессом промывки осадка.

Изучение процессов фильтрования и промывки ванадиевого шлама проводили при избыточном давлении от 0,1 до 0,5 $мн/м^2$ (1—5 $кг/см^2$) и температуре 18—20° С. Ванадиевый шлам получали путем выщелачивания V_2O_5 в щелочном растворе из предварительно раздробленной технической пятиокиси ванадия.

На рис. 19 приведена зависимость $\lg r = f(\lg \Delta P)$, характеризующая сжимаемость осадка. Шлам пятиокиси ванадия относится к труднофильтруемым и сжимаемым осадком: коэффициент сжимаемости равен 0,8.

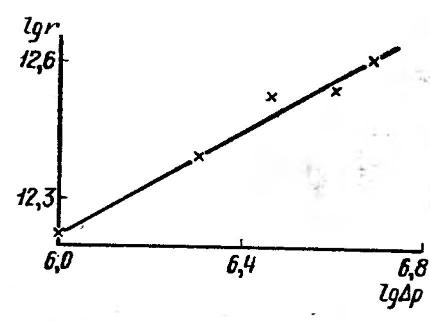


Рис. 19. Зависимость $\lg r = f(\lg \Delta P)$ для ванадиевого шлама.

Расчет показывает, что оптимальная производительность фильтра (3,5—3,8 $кг/м^2 \cdot$ час) достигается при толщине осадка 5 *мм*.

Таким образом, фильтруемость геля, полученного из предварительно замороженного жидкого стекла и жидкого стекла, не подвергавшегося действию температур ниже температуры замерзания, одинакова. Имеющая место корреляционная связь между содержанием окиси алюминия в осадке и pH промывной воды может быть использована для автоматического управления процессом промывки.

Ю. К. Кисиль, Л. Г. Ширинкин, В. А. Рябин

ОТДЕЛЕНИЕ РАСТВОРОВ ХРОМАТА МАГНИЯ ОТ ТВЕРДЫХ ПРИМЕСЕЙ ФИЛЬТРОВАНИЕМ

Хромат магния получают взаимодействием хромового ангидрида с окисью магния [43]. Техническая окись магния содержит значительное количество примесей, поэтому раствор хромата магния необходимо очищать от этих примесей. Твердая взвесь в суспензии образуется как за счет механических примесей при растворении технической окиси магния, так и путем осаждения соединений железа и алюминия из раствора при pH=3—5.

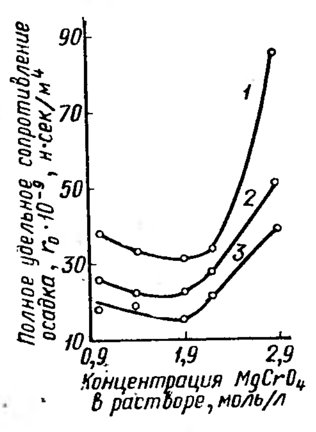


Рис. 20. Изменение полного удельного сопротивления осадка от концентрации раствора и температуры:
1 — 40° С; 2 — 60° С; 3 — 80° С.

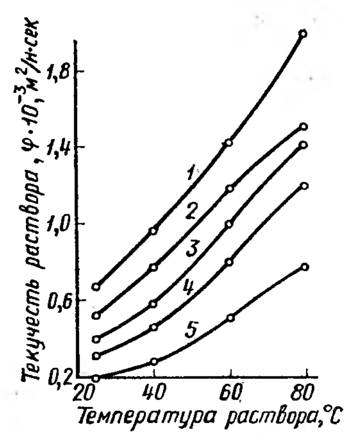


Рис. 21. Текучесть фильтрата в зависимости от его температуры и концентрации:
1 — 0,98 *моль/л* $MgCrO_4$; 2 — 1,42; 3 — 1,90; 4 — 2,23; 5 — 2,88.

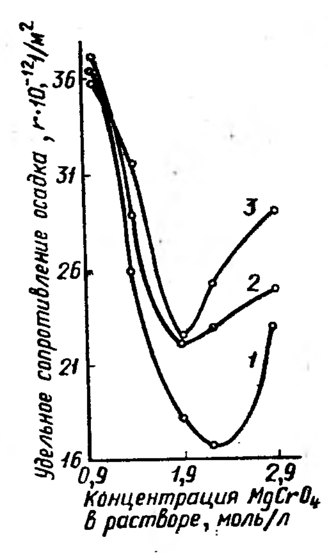


Рис. 22. Кривые, характеризующие проницаемость осадков, полученных при различной температуре:
1 — 40° С; 2 — 60° С; 3 — 80° С.

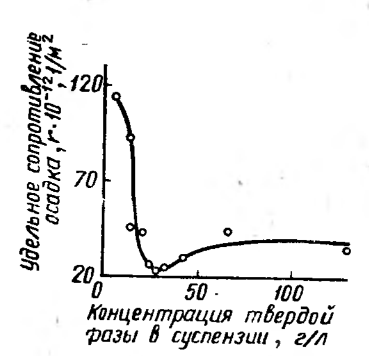


Рис. 23. Изменение проницаемости осадков в зависимости от содержания твердой фазы в суспензии.

В литературе отсутствуют сведения по вопросу разделения данной суспензии. Поэтому в настоящей работе была поставлена задача изучения фильтруемости этой суспензии в зависимости от ее температуры, концентрации раствора и количества твердой взвеси с целью определения оптимальных условий получения раствора хромата магния.

Приготовление этих растворов осуществляли по методике, описанной в работе [44]. Суспензию разделяли на воронке наливного типа поверхностью 129 *см*² при разрежении 500 *мм* рт. ст. В качестве фильтровального материала использовали бумажный фильтр с белой лентой.

Фильтруемость суспензии оценивали по величине удельного сопротивления осадка. При расчете этой величины сопротивление бумажного фильтра (поскольку оно мало) отдельно не определяли, а относили его условно [45] к сопротивлению осадка.

Зависимость полного удельного сопротивления осадка r_0 от концентрации хромата магния в фильтрате и его температуры имеет сложный характер (рис. 20). Общей чертой для всех зависимостей является снижение r_0 до минимального значения при концентрации раствора 1,9 *моль/л* $MgCrO_4$. Повышение температуры с 40 до 80° С способствует увеличению скорости фильтрования (рис. 20). Однако оценка скорости процесса посредством r_0 не вскрывает влияния температуры отдельно на текучесть раствора и на проницаемость осадка. Для выяснения этого влияния представим величину r_0 в следующем виде:

$$r_0 = \mu \cdot r,$$

где μ — вязкость раствора, $н \cdot сек/м^2$;
r — удельное сопротивление осадка, отнесенное к единице вязкости, $1/м^2$.

Обратное значение вязкости $\varphi = \frac{1}{\mu}$ характеризует текучесть раствора, а обратное значение r, т. е. величина $1/r$ — проницаемость осадка [46].

Изменение текучести раствора хромата магния в зависимости от его концентрации и температуры показано на рис. 21. Снижение концентрации и повышение температуры раствора способствует резкому увеличению его текучести.

Величина $1/r$, характеризующая проницаемость осадка, также зависит от этих факторов (рис. 22). Однако повышение температуры приводит к снижению проницаемости осадков. Зависимости $1/r$ от концентрации раствора имеют экстремальные значения, соответствующие концентрации, равной приблизительно 1,9 *моль/л*.

Таким образом, роль температуры проявляется двояко: повышение ее приводит, с одной стороны, к снижению проницаемости осадков, с другой, — к резкому увеличению текучести

раствора. Последний фактор оказывается более мощным, чем первый. Поэтому кривые на рис. 22 располагаются в обратном порядке по сравнению с соответствующими кривыми на рис. 20.

Увеличение концентрации раствора хромата магния влечет за собой пропорциональное повышение содержания твердой взвеси в суспензии. Представлялось целесообразным установить влияние этого фактора на проницаемость исследуемых осадков, поскольку в ряде случаев [47] значение его оказывается весьма заметным.

Результаты таких опытов, проведенных при 80° С с растворами, содержащими 1,8 *моль/л* $MgCrO_4$, показали (рис. 23), что по мере увеличения количества твердой взвеси проницаемость осадков сначала резко повышается, достигая максимального значения при концентрации 26—32 *г/л*, затем несколько снижается, а при содержании взвеси 70 *г/л* и выше практически не изменяется.

Полученным результатам можно предположительно дать следующие объяснения, учитывающие физико-химическое состояние исследованных суспензий. Эти суспензии обладают признаками структурирования, развитыми в них в той или иной степени и обусловленными наличием в суспензии тонкодисперсных частиц, осажденных из растворов при pH=3—5. Твердые частицы, например кварцита, освобождающиеся из окиси магния при ее растворении в хромовом ангидриде, являются грубодисперсными и оседают в поле гравитационных сил. Тонкодисперсная фракция, состоящая из соединений железа и алюминия, расслаивается медленно, образуя четкую границу раздела фаз. Весовое отношение грубой и тонкодисперсной фаз практически не зависит от концентрации хромового ангидрида, следовательно, и концентрации хромата магния в фильтрате. Общее же количество твердого вещества пропорционально этой концентрации.

В сильно разбавленных по твердой фазе суспензиях их сетчатая структура, образованная частицами-носителями коллоидных свойств, ослаблена. Дисперсии могут приобретать даже агрегативную устойчивость, чему способствует, вероятно, понижение концентрации жидкой фазы суспензии. При фильтровании суспензии, состоящей из сравнительно крупных частиц и тончайших фракций, образующих раздельную структуру, формируются труднопроницаемые осадки.

По мере увеличения содержания тонкодисперсной взвеси сетчатая структура упрочняется. Повышение концентрации раствора также способствует, по-видимому, упрочнению структуры.

Формирование скелета осадка из сетчатой структуры умеренной прочности и грубодисперсных частиц — механических примесей, освобождающихся при растворении окиси магния в хромовом ангидриде, характеризуется созданием равномерно распределенной и сравнительно «рыхлой» структуры. Наиболее благоприятное объемное отношение грубой фракции и фракции, образующей сетчатую структуру, соответствует концентрации твердой фазы в суспензии 26—32 *г/л* или, что то же самое концентрации 1,8—2 *моль/л* $MgCrO_4$ в растворе (см. рис. 20 и 22).

Дальнейшее повышение концентрации твердой фазы приводит к увеличению относительного объема ее тонкодисперсной части и, возможно, к дальнейшему усилению структуры.

В кинетическом же отношении эта часть твердой фазы остается устойчивой. Но распределение двух основных составляющих твердой фазы в осадке становится менее однородным. В верхней части осадка начинает выделяться гелеобразный слой. Проницаемость осадков снова снижается до уровня, соответствующего в изученных условиях содержанию твердого в суспензии 60—70 *г/л*.

При концентрации твердого 70 *г/л* и более процесс фильтрования зависит в основном от построения гелеобразного слоя на подложке из грубодисперсных частиц. Проницаемость осадка определяется свойствами этого гелеобразного слоя, которые, вероятно, остаются постоянными.

Наблюдения показали, что такие осадки действительно состоят из двух разнородных слоев: песчаной структуры и гелеобразной, причем эти слои непрочно связаны друг с другом.

Таким образом, процесс фильтрования суспензии хромата магния зависит от концентрации в ней твердой фазы, температуры реакции окиси магния с хромовым ангидридом, текучести раствора и других факторов. В практическом отношении наиболее важными условиями, обеспечивающими высокую скорость фильтрования, является концентрация твердой фазы, соответствующая содержанию в растворе 1,8—2 *моль/л* $MgCrO_4$, и температура, равная 80° С. Эти выводы были подтверждены результатами, полученными на полузаводской установке.

ЛИТЕРАТУРА

1. Л. Г. Ширинкин, А. М. Загудаев, Л. В. Сажаева, Труды УНИХИМ, вып. 28, Свердловск, 1973, стр. 37—40.
2. Пат. США 3.057.681.
3. Пат. США 2.920.938.
4. Пат. Англии 993.943.
5. Э. Б. Семенова, канд. диссертация, Одесса, 1969.
6. Австрийский пат. 259.522.
7. З. А. Чазова, А. С. Королева, Рефераты докладов на VIII Менделеевском съезде, № 1, изд. АН СССР, 1953.
8. Г. Н. Богачов, З. А. Чазова, Труды УНИХИМ, вып. 17, изд. Химия, Л., 1968, стр. 32—38, 45—50.
9. Л. Г. Ширинкин, Л. В. Сажаева, А. С. Шубин, И. К. Скобеев, Труды УНИХИМ, вып. 28, Свердловск, 1973, стр. 32—37.

10. Л. Д. Скрылев, Колоид. ж.—л., т. 28, № 3, 454 (1966).
11. А. В. Думанский, Учение о коллоидах, ОНТИ, М., 1935.
12. А. М. Загудаев, Л. Г. Ширинкин, Г. Н. Богачов, Н. А. Солнцева, Труды УНИХИМ, вып. 28, Свердловск, 1973, стр. 44—48.
13. И. К. Скобеев, Сборник материалов по технической информации и обмену опытом, ЦНИГРИ, вып. 59.
14. Т. А. Малиновская, Разделение суспензий в промышленности органического синтеза, изд. Химия, М., 1971.
15. О. Блю, Н. Штарк, Адсорбция, перев. с нем., Госхимиздат, Л., 1933.
16. М. М. Дубинин, Физико-химические основы адсорбционной техники, Госхимтехиздат, 1932.
17. И. Ф. Ефремов, Периодические коллоидные структуры, изд. Химия, Л., 1971.
18. И. К. Скобеев, Сборник научных трудов ИРГИРЕДМЕТ, вып. 8, М., 1959.
19. Сато Токао, Кагаид Когаку, т. 21, № 8, 481—485 (1957).
20. Л. Г. Ширинкин, И. К. Скобеев, Т. А. Карасева, В. А. Кузьмин, Труды УНИХИМ, вып. 25, Свердловск, 1973, стр. 14—17.
21. Труды Всесоюзной конференции по коллоидной химии, изд. АН УССР, Киев, 1952.
22. Труды 3 Всесоюзной конференции по коллоидной химии, изд. АН СССР, М., 1956.
23. Сборник статей «Физико-химическая механика дисперсных структур», изд. Наука, М., 1966.
24. Материалы 5 Всесоюзной конференции по физико-химической механике, Уфа, 1971.
25. И. Н. Путилова, Руководство к практическим занятиям по коллоидной химии, изд. Высшая школа, М., 1961.
26. П. А. Ребиндер, Н. А. Семененко, ДАН СССР, т. 64, № 6, 835 (1949).
27. К. А. Поспелова, Конспект общего курса коллоидной химии по лекциям акад. П. А. Ребиндера, изд. МГУ, М., 1949.
28. Лабораторные работы по коллоидной химии (методические разработки), Под ред. Б. Я. Ямпольского, изд. МГУ, М., 1968.
29. А. М. Загудаев, Л. Г. Ширинкин, Настоящий сборник, стр. 26—30.
30. Ю. С. Зуев, Коллоид. журн., т. 10, № 4, 281 (1948).
31. Ю. С. Плышевский, К. В. Ткачев, В. А. Рябин [и др.], Авт. свид. СССР, № 327.790, 1. 7. 1970.
32. А. П. Бороздин, Л. Г. Ширинкин, «Технология коагулянтов», Труды УНИХИМ, изд. Химия, Л., 1974, стр. 34—39.
33. Н. В. Гаркунова, Ю. С. Плышевский, К. В. Ткачев, А. П. Курапова, там же, стр. 25—31.
34. С. Ф. Кузькин, В. П. Небера, Синтетические флокулянты в процессах обезвоживания, Госгортехиздат, М., 1963.
35. А. Д. Лиходед, А. К. Запольский, В. С. Сажин. В сб.: «Сернокислотная переработка высококремнистого сырья», ИОНХ, г. Сумы, 1972.
36. А. И. Лайнер, Цвет. металлы, № 1, (1971).
37. И. К. Скобеев, Н. В. Подкопаев, М. Ф. Хабаров, Сборн. научных трудов ИРГИРЕДМЕТ, вып. 9, М., 1961, стр. 152.
38. Н. К. Скобеев, Научные труды Иркутского политехн. ин-та, вып. 19, Госгортехиздат, М., 1963.
39. И. С. Сименас, И. К. Скобеев, Труды Иркутского политехн. ин-та, вып. 61, Иркутск, 1971.
40. А. М. Загудаев, Л. Г. Ширинкин, Г. Н. Богачов, И. К. Скобеев, Труды УНИХИМ, вып. 25, Свердловск, 1973, стр. 29—33.
41. П. Н. Григорьев, М. А. Матвеев, Растворимое стекло, Промстройиздат, М., 1956, стр. 56.
42. В. А. Жужиков, Фильтрование, изд. Химия, М., 1971.

43. В. А. Рябин, Ю. К. Кисиль, Л. Р. Демин [и др.], Авт. свидет. 349 640.
44. Ю. К. Кисиль, В. А. Рябин [и др.], В кн.: Тезисы докладов на Всесоюзном совещании по производству хромовых соединений, Свердловск, 1970.
45. Н. В. Шпанов, Хим. и нефтян. маш-ние, № 12, 10 (1973).
46. И. К. Скобеев, В кн.: «Труды Иркутского горнометалл. ин-та», вып. 1, серия металлургич., 1954.
47. Ю. В. Гутин, В. А. Жужиков, Хим. и нефтян. маш-ние, № 1, 17 (1971).

Н. М. Петров, О. В. Майдурова,
А. А. Шехтман

КОЭФФИЦИЕНТЫ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ В ТЕПЛООБМЕННИКАХ СЕРНОКИСЛОТНЫХ КОНТАКТНЫХ УЗЛОВ

В расчетах статики процесса окисления двуокиси серы большое значение имеет определение зависимости общего коэффициента теплопередачи от весового расхода теплоносителей в теплообменниках контактного узла, т. е. решение функции:

$$K_i = f(G_0 G_x), \qquad (1)$$

где G_0 — весовой расход нагреваемого газа;
G_x — весовой расход нагревающего газа.

Разделив обе переменные этой функции на постоянную газовую нагрузку $G_{пр}$ и обозначив:

$$\frac{G_0}{G_{пр}} = U; \quad \frac{G_x}{G_{пр}} = Z_i,$$

запишем ее в безразмерных параметрах:

$$K_i = f(U;\ Z_1). \qquad (1а)$$

Представим функцию (1а) следующим уравнением:

$$K_i = K_{i_{пр}} \cdot U^m Z_i^n, \qquad (2)$$

где $K_{i_{пр}}$ — общий коэффициент теплопередачи при известной заранее заданной проектной нагрузке и

$$Z_i = 1 \ ккал/(м^2 \cdot час \cdot град).$$

По литературным данным показатель степени m должен находиться в пределах 0,6÷0,8 [1]. Показатель степени при Z_i определить таким образом невозможно. Для оценки наиболее вероятной его величины и уточнения показателя m в уравнении (2) мы провели статистическую обработку технологических показателей нескольких действующих контактных узлов. В основу этой обработки была положена тепловая схема:

$$m_{i\,вых} \left\{ \begin{matrix} t_{i\,к} & \Delta t_i & t_{нi+1} \\ t_{i\,вых} & & t_{i\,вх} \end{matrix} \right\} m_{i\,вх},$$

где $t_{iк}$, $t_{нi+1}$ — температура охлаждаемой реакционной смеси на выходе из i-го слоя катализатора и на выходе в следующий слой, соответственно;
$t_{iвх}$, $t_{iвых}$ — температура нагреваемого газа на входе и на выходе i-го теплообменника;
Δt_i — охлаждение реакционной смеси в теплообменнике:

$$\Delta t_k = t_{iк} - t_{н\,i+1}$$

$m_{iвх}$ — разность температур на входе в теплообменник нагреваемой газовой смеси.

Общий коэффициент теплопередачи определяем решением уравнения:

$$K_i = \frac{V_0 \overline{C}_р (t_{кi} - t_{н\ i+1})}{F_i m_{i_{ср}}}; \qquad (3)$$

$$m_{i\ ср} = \frac{(t_{нi+1} - t_{вх\ i}) - (t_{к\ i} - t_{вых\ i})}{2{,}3 \lg \dfrac{t_{нi+1} - t_{вх\ i}}{t_{кi} - t_{вых\ i}}}, \qquad (4)$$

где V_0 — текущая газовая нагрузка на конкретный узел в объеме начальной газовой смеси, *нм³/час*;
$C_р$ — теплоемкость газа, *ккал/м³·град*, вычисленная по начальному составу газовой смеси.

Величина параметра Z_i определяется уравнением:

$$Z_i = \frac{t_{кi} - t_{кi+1}}{t_{вых\ i} - t_{вх\ i}}, \qquad (5)$$

Таблица 1

Зависимость общих коэффициентов теплопередачи от газовой нагрузки и отношения Z_i в действующих сернокислотных контактных узлах

№ п.п.	Тип контактного аппарата	Характеристика теплообменника	Число замеров	Проектная нагрузка, $V_{пр}$, $нм^3/час$	Пределы изменения параметров		Общий коэффициент теплопередачи K_i, $ккал/м^2 \cdot час \cdot гр$ [вид уравнения (2)]
					U	Z_i	
1	120-тонный К-39-4	Внешний, трубы 38×2,5 $l=7000$, $N=1520$ шт. $F_n=1200$ $м^2$	150	20000	0,46—0,975	0,65—0,90	$K_n=6{,}1\ U^{0,9}\ Z_n^{0,8}$ ±0,67
2	То же	Промежуточный, после 1-го слоя, трубы 51×2,5; $l=2000$, $N=2225$ шт., $F_1=745$ $м^2$	150	20000	0,625—0,985	0,78	$K_1=7{,}6\ U^{0,8}$ ±0,28 (при $Z_1=0{,}78$)
3	»	Промежуточный, после 2-го слоя, трубы 51×2,5; $l=2000$, $N=1567$ шт., $F_2=525$ $м^2$	150	20000	0,45—1,0	0,65—0,95	$K_2=10{,}5\ U^{0,9}\ Z_2^{0,5}$ ±0,64
4	»	Промежуточный, плоскостной, после 3-го слоя, $F=38$ $м^3$	131	20000	1,0	0,025—0,2	$K_3=29{,}1\ Z_3^{0,5}$ ±1,11
5	240-тонный К-39-4	Внешний, трубы 38×2,5; $l=6000$; $N=2224$ шт., $F=15000$ $м^2$	115	40000	0,59—1,02	0,525	$K_n=11\ U^{0,9}$ ±0,95 (при $Z_n=0{,}525$)
6	То же	Промежуточный, после 1-го слоя, трубы 51×2,5; $l=3490$, $N=4400$ шт., $F=2300$ $м^2$	115	40000	0,59—1,075	0,93	$K_1=6{,}0\ U^{0,69}$ ±0,21 (при $Z_1=0{,}93$)
7	»	Промежуточный, после 2-го [illegible]	115	40000	0,58—1,035	0,93	$K_{[illegible]}=11{,}5\ U^{0,6}$ ±0,56 ($Z_{[illegible]}=0{,}93$)
[illegible]	[illegible] с «поддувом» после 1-го слоя	[illegible]					
9	То же	Промежуточный, после 2-го слоя (выносной) $F=2100$ $м^2$	172	50000	0,46—1,04	0,75	$K_2=8{,}8\ U^{0,6}$ ±0,86
10	»	Промежуточный, после 3-го слоя (плоскостной) $F=106$ $м^3$	—	50000	1,00	0,15—0,20	$K_3=29.6\ Z_3^{0,5}$
11	240-тонный К-39-4	Промежуточный, после 2-го слоя трубы 51×2,5; $l=2210$, $N=2296$ шт., F—762 $м^2$	272	37000	0,486—0,90	0,62—1,0	$K_2=13{,}0\ U^{0,8}\ Z_2^{0,5}$ ±0,6
12	То же	Промежуточный, после 3-го слоя, трубы 51×2,5; $l=2210$, $N=1112$ шт., $F=374$ $м^2$	343	37000	0,486—0,90	0,56—1,0	$K_3=21{,}4\ U^{0,6}\ Z_3^{0,6}$ ±0,6
13	360-тонный, 5-слойный с «поддувом»	Внешний 1-й трубы 57×2,5; $l=7000$, N—1755 шт., $F=2100$ $м^2$	84	50000	0,5—0,574	1,0	$K_{n_1}=6{,}8\ U^{0,8}$
14	То же	Внешний 2-й, труы 57×2,5; $l=9000$, $N=2100$, $F=3200$ $м^3$	80	50000	0,5—0,574	1,0	$K_{n_2}=7{,}1\ U^{0,8}$
15	»	Промежуточный, после 2-г0 слоя, трубы 57×2,5; $l=7000$, $N=1755$, $F=2100$ $м^2$	138	50000	0,54	0,55—0,90	$K_2=3{,}42\ Z^{0,5}$

величина U из отношения:

$$U = \frac{V_0}{V_{\text{пр}}}.$$

где $V_{\text{пр}}$ — проектная газовая нагрузка по объему начальной смеси, приведенному к нормальным условиям, $нм^3/час$.

Коэффициент теплопередачи $K_{i\text{пр}}$ вычисляется на найденной величине K_i пересчетом по уравнению:

$$K_{i\ \text{пр}} = \frac{K_i}{U^m Z_i^n}. \quad (6)$$

В действующих контактных аппаратах трудно добиться стационарности процесса. Поэтому, чтобы установить надежную корреляционную зависимость параметров, приходится проводить большое число замеров.

В табл. 1 приведены результаты статистической обработки найденных по замерам технологического режима величин общих коэффициентов теплопередачи нескольких теплообменников ряда действующих контактных узлов. Как видно, $K_{i\text{пр}}$ в отдельных теплообменниках значительно различаются между собою, что объясняется конструктивными особенностями аппаратов, различной степенью их износа и другими трудно учитываемыми факторами. Показатели степени m и n в уравнении (2) сохраняют довольно хорошее постоянство. Показатель степени при U, как и ожидалось, изменяется от 0,6 до 0,9 и составляет в среднем по всем обследованным аппаратам 0,8. Показатель степени при Z_i в подавляющем большинстве случаев равен 0,5. На основании этих материалов для расчетов статики процессов, протекающих в контактном аппарате, и для оценки теплообменных характеристик теплообменников можно использовать уравнение (2) в следующем виде:

$$K_i = K_{i\ \text{пр}} U^{0,8} Z_i^{0,5}. \quad (2а)$$

Н. К. Цыганенко, Г. С. Козлов,
Б. П. Волгин

ВЛИЯНИЕ МАСШТАБА СКРУББЕРА ВЕНТУРИ НА КОЭФФИЦИЕНТЫ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ И ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ

При исследовании охлаждения ненасыщенных газов в модельном [2—3] и опытно-промышленном [4—5] скрубберах Вентури, были получены различные результаты по теплообмену и гидравлическому сопротивлению аппаратов, что является следствием влияния масштаба (размеров) скруббера Вентури на показатели его работы.

Для определения влияния масштаба скруббера Вентури на коэффициенты теплопередачи в нем, результаты лабораторных и опытно-промышленных исследований по теплообмену были обработаны в виде зависимости:

$$K = aW_{\text{г}}^{\text{в}} \left(\frac{L}{G}\right)^{\text{c}}, \quad (7)$$

где K — коэффициент теплопередачи, $вт/(м^2 \cdot град)$;

$$K = \frac{Q_{\text{общ}}}{F_{\text{г}} \cdot \Delta t_{\text{ср}}},$$

где $Q_{\text{общ.}}$ — общее количество переданного тепла, $вт$;
$F_{\text{г}}$ — площадь поперечного сечения горловины скруббера Вентури, $м^2$;
$\Delta t_{\text{ср.}}$ — среднелогарифмический температурный напор, °C;
$W_{\text{г}}$ — массовая скорость газа в горловине скруббера, $кг/(м^2 \cdot сек)$;
L — расход воды на охлаждение газа, $кг/ч$;
G — расход охлаждаемого газа, $кг/ч$.

Для обоих скрубберов Вентури показатели степени оказались одинаковыми, а именно: $b = 1{,}7 \pm 0{,}102$; $c = 0{,}33 \pm 0{,}019$. Коэффициент a имеет различную величину в зависимости от диаметра горловины скруббера. Для лабораторного скруббера Вентури он равен $180 \pm 8{,}6$; для опытно-промышленного $330 \pm 20{,}4$.

В соответствии с этим уравнения для определения коэффициентов теплопередачи имеют вид:

— для лабораторного скруббера Вентури ($d_0 = 20$ $мм$);

$$K = 180 W_{\text{г}}^{1,7} \left(\frac{L}{G}\right)^{0,33} \quad (\sigma = \pm 13{,}7\%); \quad (8)$$

— для опытно-промышленного скруббера Вентури ($d_{\text{г}} = 1050$ $мм$);

$$K = 330 W_{\text{г}}^{1,7} \left(\frac{L}{G}\right)^{0,33} \quad (\sigma = \pm 18{,}0\%). \quad (9)$$

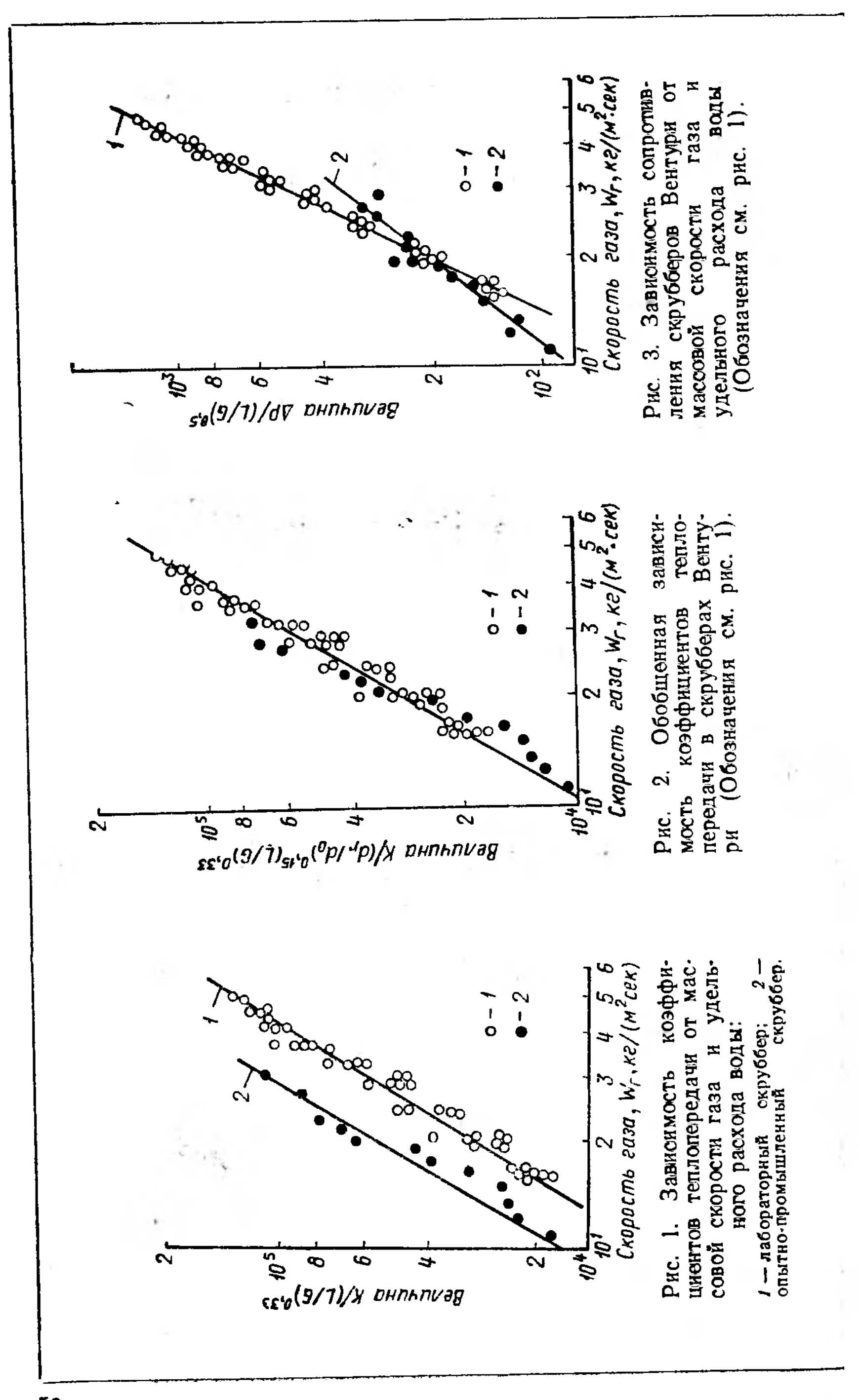


Рис. 1. Зависимость коэффициентов теплопередачи от массовой скорости газа и удельного расхода воды:

1 — лабораторный скруббер; 2 — опытно-промышленный скруббер.

Рис. 2. Обобщенная зависимость коэффициентов теплопередачи в скрубберах Вентури (Обозначения см. рис. 1).

Рис. 3. Зависимость сопротивления скрубберов Вентури от массовой скорости газа и удельного расхода воды (Обозначения см. рис. 1).

В графической интерпретации эти уравнения представлены на рис. 1. На графиках нанесены точки, соответствующие среднеарифметическим значениям коэффициентов теплопередачи, полученных при соответствующих скоростях газа и удельных расходах воды:

$$K = \frac{n_1k_1 + n_2k_2 + \ldots n_кn_к}{n_1 + n_2 + \ldots n_к} = \frac{\sum n_ik_i}{\sum n_i}. \qquad (10)$$

Причем для лабораторного скруббера Вентури в условиях планируемого эксперимента $n=2\div5$, для опытно-промышленного скруббера, где имел место «пассивный» эксперимент, $n=20\div60$.

Как следует из уравнений (8) и (9), а также из рис. 1 при одинаковых весовых нагрузках по газу и воде коэффициенты теплопередачи, полученные в опытно-промышленном скруббере Вентури, по численной величине превосходят коэффициенты теплопередачи, полученные в лабораторном скруббере, что может быть объяснено следующим.

1. В опытно-промышленном скруббере Вентури в силу большего диаметра горловины имеются лучшие, по сравнению с лабораторным аппаратом, условия для турбулентного перемешивания потоков, критерий Рейнольдса для газа возрастает пропорционально диаметру горловины, при прочих равных условиях.

2. Увеличение диаметра горловины влечет за собой и увеличение размеров форсунки, последние дают более крупный распыл, что в некоторой степени положительно влияет на вторичное дробление этих капель энергией газового потока и на циркуляции воды в самой капле [6].

3. С увеличением размеров скруббера Вентури увеличивается время контакта теплоносителей в аппарате, что увеличивает полноту теплообмена, уменьшает конечную разность температур газа и воды, а в конечном итоге и величину коэффициентов теплопередачи.

Влияние масштаба (размеров) скруббера Вентури на коэффициенты теплопередачи может быть учтено численным коэффициентом a, включающим в себя диаметр горловины скруббера Вентури. Найдено, что коэффициент a зависит от отношения диаметра горловины опытно-промышленного скруббера Вентури к диаметру горловины лабораторного аппарата в степени 0,15. Дальнейшей математической и графической (рис. 2) обработкой результатов экспериментов в виде:

$$\frac{K}{(L/G)^{0,33}\,(d_г/d_о)^{0,15}} = f\,(W_г), \qquad (11)$$

найдено общее корреляционное уравнение, включающее в себя коэффициент масштабного перехода в виде симплекса $d_г/d_0$ —

отношения диаметра горловин опытно-промышленного и лабораторного скрубберов Вентури:

$$K = 180W^{1,7}\left(\frac{L}{G}\right)^{0,33}(d_г/d_0)^{0,15}. \qquad (12)$$

(Коэффициент корреляции 0,94; при 5%-ном уровне значимости, согласно преобразованию Фишера и критерию t [7], указанный коэффициент корреляции является весьма значимым).

Для учета влияния масштаба скруббера Вентури на потери напора в нем, результаты экспериментов по сопротивлению лабораторного и опытно-промышленного скрубберов были обработаны в форме, аналогичной для коэффициентов теплопередачи. Результаты расчетов представлены на рис. 3. На графиках нанесены точки, соответствующие средним значениям экспериментальных данных, рассчитанных аналогично уравнению (4). Показатель степени при удельном расходе воды на основании ранее выведенных уравнений [2—4] принимался равным 0,5.

Аналитически (представленные на рис. 3) совокупности данных по сопротивлению скрубберов, описываются уравнениями:

— лабораторного скруббера Вентури уравнением

$$\Delta P = 0,53W_г^2\left(\frac{L}{G}\right)^{0,5}, \ н/м^2 \qquad (13)$$

(коэффициент корреляции 0,96);

— опытно-промышленного скруббера Вентури уравнением

$$\Delta P = 3,82W^{1,32}\left(\frac{L}{G}\right)^{0,5}, \ н/м^2 \qquad (14)$$

(коэффициент корреляции 0,84).

Оба коэффициента корреляции при 5%-ном уровне значимости являются значимыми [7].

Уравнения (13, 14) отличаются друг от друга численным коэффициентом и показателем степени при массовой скорости газа. Обе величины зависят от масштаба скруббера Вентури. Корреляцией зависимости (14) по (13) найдено общее уравнение, учитывающее влияние на сопротивление скруббера Вентури диаметра его горловины:

$$\Delta P = 3,82\left[0,147W^{0,66(1,05-d_г)}W^{1,32}\left(\frac{L}{G}\right)^{0,5}\right]. \qquad (15)$$

При значениях диаметра горловины скруббера Вентури 1,05 *м* или 0,02 *м* уравнение (15) преобразуется соответственно в уравнение (13) или (14). При других значениях диаметров горловины сопротивление скруббера Вентури будет описываться аналогичными частными уравнениями, но с иным численным коэффициентом и с другим показателем степени при массовой скорости газа.

Уравнения (12—15) экспериментально проверены в интервале массовых скоростей газа в горловине от 11 до 84 *кг/м²·сек* и удельных расходов воды от 0,5 до 20 *кг/кг*. Следует, однако, отметить, что коэффициент масштабного перехода в уравнениях (12) и (15) выведен по двум типоразмерам скруббера Вентури, поэтому при получении большого числа данных эти уравнения могут быть уточнены.

Таким образом, при переходе от лабораторных аппаратов к промышленным происходит улучшение показателей их работы: коэффициенты теплопередачи возрастают, а гидравлическое сопротивление уменьшается. Общие уравнения, включающие в себя коэффициент масштабного перехода, могут быть использованы при проектировании скрубберов Вентури для охлаждения ненасыщенных газов.

Д. М. Маслакова

ДЕФОРМАЦИЯ ПОЛИЭТИЛЕНОВОЙ ПЛЕНКИ В УСЛОВИЯХ РАБОТЫ ПЛЕНОЧНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА

При использовании полиэтиленовой (ПЭ) пленки в качестве теплопередающей поверхности проявляется ее способность к деформации, величина которой определяет конструктивное оформление отдельных узлов холодильника и длительность его работы.

Ползучесть полиэтилена в условиях нагружения исследована [8, 9] и закономерности процесса известны.

Целью настоящей работы было определение деформации полиэтиленовой и ряда других пленок в условиях, близких к условиям работы холодильника.

Объектом исследования служила пленка ПЭ низкого давления, толщиной 200μ (ГОСТ 10354—63), эта же пленка с добавлением TiO_2 (0,5%) и армированная капроном и стеклотканью (марки Э0025).

Скорость ползучести определяли графическим методом [10] на приборе конструкции «Улитка» [11].

Максимальное напряжение (σ) на пленку в условиях работы холодильника составляет 12,6 *кг/см²*, температура (t) опыта — 60° С, в качестве среды использовалась вода, длительность опытов (τ) не более 180 *ч*.

Деформацию пленок характеризовали скоростью ползучести и относительным удлинением в момент нагружения. Результаты опытов для различных пленок представлены в табл. 2.

Таблица 2

Деформация полиэтиленовых пленок

№ п.п.	Наименование пленок	Условия опыта			ε, %	V, %/ч
		$t°$	среда	σ, кг/см²		
1	ПЭ б/наполнителя . .	60	Воздух	20	7,1	$0,7 \cdot 10^{-2}$
2	То же	60	Вода	20	7,85	$0,7 \cdot 10^{-2}$
3	»	60	»	30	10,5	$2,7 \cdot 10^{-2}$
4	»	60	»	50	29,5	$3,6 \cdot 10^{-2}$
5	»	40	»	20	3,8	0
6	ПЭ+T_1O_2	60	»	20	13,2	$1,4 \cdot 10^{-1}$
7	То же	60	Воздух	20	9,4	$1,5 \cdot 10^{-2}$
8	ПЭ+капрон	60	Вода	50	13,0	0
9	ПЭ+стеклотк. . . .	60	»	50	1,2	0

Ввиду низкой чувствительности прибора при малых напряжениях определение скорости ползучести при $\sigma = 12,6$ *кг/см²* проводилось методом интерполяции значений скорости, соответствующих напряжению 20, 30, 50 *кг/см²* к искомой.

Основываясь на полученной скорости ползучести ($V = 0,55 \cdot 10^{-2}$%/*час*) можно рассчитать удлинение опытно-промышленного рукава холодильника, равного 400 *см*. Для максимально жестких условий в течение месяца оно составляет 25 *см*.

Следовательно, конструкция холодильника для поддержания пленки в натянутом состоянии должна предусматривать возможность ее удлинения на 20—30 *см*.

Сравнение деформационных характеристик полиэтилена прозрачного и с наполнителем TiO_2 в воде (2 и 6) и в воздухе (1 и 7) позволяет сделать вывод о преимуществе ненаполненного ПЭ.

Снижение температуры до 40° С приводит к падению удлинения в момент нагружения и замедлению скорости ползучести (2 и 5).

Армирование полиэтилена стеклотканью Э-0025 обеспечивает минимальное удлинение пленки и скорость ползучести, близкую к 0 (9) даже при $\sigma = 50$ *кг/см²*. Армирование капроном [8] также снижает скорость ползучести, но относительное удлинение армированного материала довольно велико, так как сам капрон, являясь полимерным материалом, способен удлиняться при нагружении.

ЛИТЕРАТУРА

1. Т. Хоблер, Теплопередача и теплообменники, Госхимиздат, М., 1961 г.
2. Н. К. Цыганенко, В. П. Волгин, Труды УНИХИМ, вып. 20, Химия, Л., 1971.
3. Н. К. Цыганенко, Б. П. Волгин, Труды УПИ им. С. М. Кирова, № 205, Свердловск, 1972.
4. Н. К. Цыганенко, Б. П. Волгин, Тезисы докладов III научно-технической конференции УПИ им. С. М. Кирова, Свердловск, 1970.
5. Б. П. Волгин, Л. А. Норкина, Ф. С. Югай, Хим. пром., № 11 (1970).
6. Ф. С. Югай, Б. П. Волгин, ИФЖ, т. 10, № 6 (1966).
7. А. М. Длин, Математическая статистика в технике, изд. Советская наука, М., 1958.
8. М. Н. Бокшицкий, И. Я. Клинов, Н. А. Бокшицкая, Статистическая усталость полиэтилена, Изд. Машиностроение, М., 1967.
9. Справочник по пластическим материалам, Под ред. М. И. Гарбер, Изд. Химия, М., 1967.
10. А. А. Тагер, Физико-химия полимеров, Изд. Химия, М., 1968.
11. С. Н. Журков, Э. Е. Томашевский, Ж. Т. Ф., вып. 1, 70 (1955).

В. П. Лопарев, Ф. С. Югай, Б. П. Волгин

ВЛИЯНИЕ ФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ЖИДКОСТИ НА ПОВЕДЕНИЕ ДВУХФАЗНОГО ПОТОКА В АБСОРБЕРЕ ВЕНТУРИ (АВ)

Отличительными особенностями АВ являются высокая интенсивность и эффективность, простота конструкции и эксплуатации, малые габариты и относительно низкие капитальные затраты.

Многочисленные исследования АВ [1÷4] до недавнего времени сводились в основном к изучению гидравлических режимов и конструктивных параметров на показатели их работы и ограничивались фиксированием чисто внешних характеристик двухфазного потока без какого-либо раскрытия его внутренних закономерностей.

В работе [5] впервые была предпринята попытка по изучению внутренней картины взаимодействия контактирующих фаз в АВ.

Задачей нашей работы являлось изучение влияния физических свойств жидкости на механизм взаимодействия капель с газовым потоком при их совместном движении в АВ с целью выявления более общих закономерностей.

Для решения поставленной задачи в качестве метода исследования была применена высокоскоростная макрокиносъемка. Размер капель в опытах варьировался от 0,002 до 0,005 *м*, скорость истечения жидкости от 1 до 6 *м/сек*, скорость газа в горловине АВ от 15 до 60 *м/сек*. Сплошная среда — воздух. Исследуемые жидкости были подобраны так, что имелась возможность проанализировать раздельно влияние вязкости, плотности и поверхностного натяжения на рассматриваемые явления. Характеристика испытанных жидкостей приведена в табл. 1.

Таблица 1

Испытаине жидкостн и нх свойства

№ п.п.	Род жидкости	$d \cdot 10^{-3}$, *м*	t, °C	$\rho \cdot 10^{-3}$, *кг/м³*	$\mu \cdot 10^3$, *н · сек/м²*	$\sigma \cdot 10^3$, *н/м*
1	Ртуть	3,38	20	13,600	1,5	475,00
2	99,1% р-р глицерина	3,38	20	1,256	1220,0	62,30
3	92% р-р глицерина	3,38	20	1,235	327,0	62,65
4	5% р-р этилового спирта	3,38	20	0,986	1,2	62,30
5	Тетрабромэтан . . .	3,38	20	2,970	12,0	49,60
6	Этиленгликоль . . .	3,38	20	1,110	13,2	46,10
7	96% р-р этилового спирта	3,38	20	0,800	1,6	23,35

Анализ зависимости изменения скоростей капель различного диаметра по длине АВ при различных скоростях газа в горловине для всех испытанных жидкостей показывает, что характер их одинаковый, отличие только в абсолютных значениях (рис. 1). При каждой скорости газа в горловине (15—35 *м/сек*)

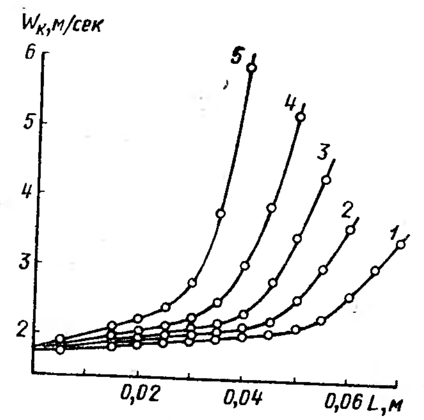


Рис. 1. Изменение абсолютной скорости капли 5% раствора этилового спирта ($W_к$) диаметром 0,00338 *м* по длине конфузора и горловины *АВ* (*L*):
1 — $W_г$=15 *м/сек*; 2 — $W_г$=20; 3 — $W_г$=25; 4 — $W_г$=30; 5 — $W_г$=35.

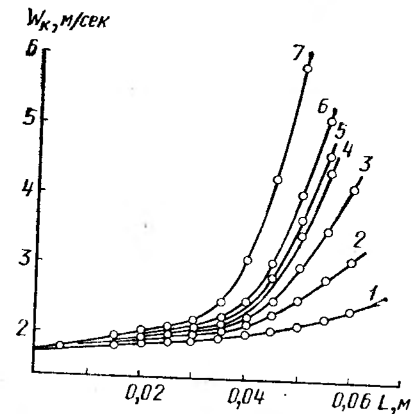


Рис. 2. Изменение абсолютной скорости капли ($W_к$) диаметром 0,00338 *м* по длине конфузора и горловины *АВ* (*L*) при скорости газа в горловине 25 *м/сек*. (Обозначения ом. в табл. 1).

разгон капли разделяется на два периода, каждый из которых соответствует определенному режиму течения газового потока в пограничном слое капли, определенному как характером изменения скорости потока по длине АВ, так и изменениями, происходящими с каплей при взаимодействии ее с потоком. Переход от первого периода ко второму с увеличением скорости газа в горловине АВ перемещается вверх по конфузору.

С увеличением вязкости, плотности и поверхностного натяжения жидкостей скорость капли для одного и того же сечения АВ при одинаковой скорости газа в горловине меньше (рис. 2). Причем это уменьшение скорости капли с изменением вязкости, плотности и поверхностного натяжения жидкости значительней для больших значений скорости газа в горловине АВ. Причины этого в следующем. Вышеуказанные изменения приводят к возрастанию роли стабилизирующих сил — сил внутреннего трения, инерции и поверхностного натяжения, действие которых выражается в меньшей степени деформации

капли. Последнее обстоятельство при равных гидравлических условиях приводит к уменьшению сил аэродинамического давления потока на каплю. С другой стороны, при воздействии газового потока на каплю, кроме макромасштабных пульсаций, проявляющихся в деформации капли, происходит возникновение и развитие очаговых поверхностных возмущений — микропульсаций. Интенсивность возникновения последних зависит от диаметра капли и физических свойств жидкости; они дополнительно изменяют шероховатость поверхности капли. Возникающие бугорки шероховатости на поверхности обтекаемой капли

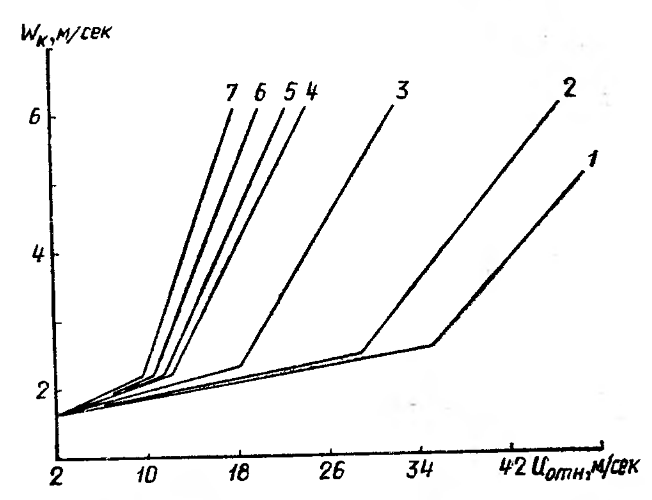


Рис. 3. Зависимость абсолютной скорости капли диаметром 0,00338 *м* от относительной для испытанного диапазона скоростей газа в горловине *АВ*. (Обозначения см. в табл. 1).

приводят к потере устойчивости ламинарного пограничного слоя и пропорциональной ему величины касательных сил трения на обтекаемой поверхности. Для капли жидкости с меньшим значением вязкости, плотности и поверхностного натяжения это наступает раньше. Это характерная особенность периода «пульсирующего» разгона, когда разница в степени деформации капель испытанных жидкостей незначительна. На этапе «регулярного» разгона и деформации капли величина касательных сил трения газового потока на разгон капли весьма мала по сравнению с силами нормального давления.

На рис. 3 приведена обобщенная зависимость разгона капель всех испытанных жидкостей в ускоряющемся газовом потоке конфузорной части АВ.

С точки зрения разгона и деформации капли влияние физических свойств жидкости на установленные ранее [5] три характерных периода отразилось следующим образом. Первый и вто-

рой периоды в основном сохраняют свою специфику. В третьем периоде происходит разрушение капли. Так же, как и для воды, при дроблении капель испытанных жидкостей в условиях уменьшающихся относительных скоростей диффузорной части АВ имеет место первый механизм дробления — выдувание капли в «сумку». При дроблении капель в условиях увеличивающихся относительных скоростей конфузорной части АВ имеют место два противоположных механизма дробления: для капель вязких жидкостей ($\Gamma > 0{,}005$) по-прежнему первый, для капель маловязких жидкостей ($\Gamma < 0{,}005$) — второй — выдувание

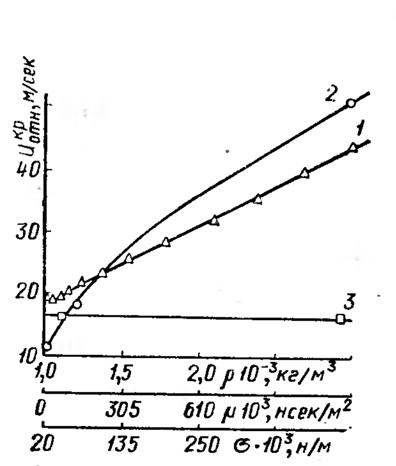


Рис. 4. Влияние физических свойств жидкости на критическую относительную скорость $U_{отн}^{кр}$:

1 — вязкости (μ); 2 — поверхностного натяжения (σ); 3 — плотности (ρ).

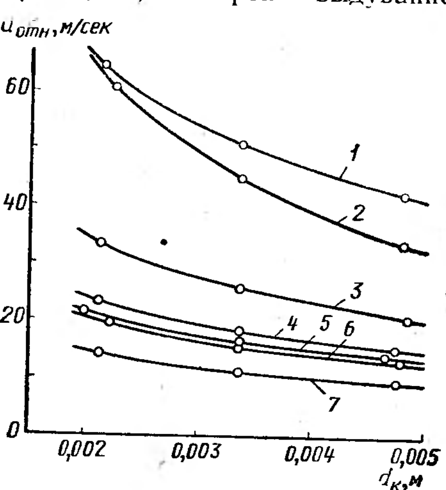


Рис. 5. Влияние начального размера капли на критическую относительную скорость $U_{отн}^{кр}$. (Обозначения см. в табл. 1).

капли в «панаму». Следовательно, установленное ранее на основании опытов с водой [5] положение, что механизм выдувания и дробления капли определяется условиями изменения относительной скорости на заключительной стадии деформации, распространяется лишь на маловязкие жидкости. Значение вязкостного комплекса $\Gamma = 0{,}005$ является переходной величиной между двумя устойчивыми механизмами дробления. Следует отметить, что второй механизм дробления характеризуется более интенсивным взаимодействием фаз и дает более мелкие и однородные по размеру капли.

С уменьшением диаметра капли и с увеличением вязкости и поверхностного натяжения жидкости дробление капель происходит при больших значениях относительной скорости потока (рис. 4 и 5), вследствие возрастания роли сил внутреннего трения и нормальных сил поверхностного натяжения в стабилиза-

ции капли. Влияние плотности жидкости на этапе дробления незначительно и им практически можно пренебречь.

Опыты по влиянию времени контакта фаз на дробление капель испытанных жидкостей путем изменения начальной скорости на входе в конфузор АВ показали, что уменьшение времени контактирования приводит к увеличению критической относительной скорости. Причина этого в том, что с уменьшением времени контакта фаз требуется более быстрое протекание процесса деформации и дробления капли. Это приводит к увеличению сил инерции и внутреннего трения перемещающихся масс жидкости внутри капли, препятствующих ее дроблению. Поэтому для достижения критической стадии деформации капли требуется повышенное значение динамического напора газового потока, проявляющееся в увеличении критической относительной скорости.

Для проверки применимости полученных зависимостей влияния диаметра капли и физических свойств жидкости на разгон, деформацию и дробление одиночной капли к массовому движению капель в АВ были проведены опыты при струйном истечении жидкости.

Установлено, что картина деформации и дробления капель в условиях массовой подачи идентична установленной ранее для одиночной капли.

Следует ожидать, что с увеличением скорости истечения жидкости происходит уменьшение гидравлического сопротивления АВ вследствие повышенных абсолютных скоростей и меньшей степени деформации капель и, как следствие этого, уменьшения затрат энергии газового потока на трение, разгон и дробление капель жидкости. При одинаковых гидравлических условиях это должно приводить к уменьшению полноты поглощения. Высказанные положения были проверены на модельном АВ (диаметр горловины — 0,06 *м*, длина горловины — 0,02 *м*, углы раскрытия конфузора и диффузора соответственно 25° и 7°) с нисходящим направлением газо-жидкостного потока. Результаты исследований по чистому влиянию скорости истечения жидкости на сопротивление и полноту поглощения АВ при абсорбции аммиака водой, проведенные на основе четырех типоразмеров центробежных форсунок (диаметр выходного отверстия — 7,5; 8,0; 10,5; 12,9 *мм*), показали правильность вышесказанных предположений. Полученные при этом зависимости для определения скорости истечения жидкости, соответствущей минимальному суммарному расходу энергии при достаточно интенсивной массопередаче, позволяют рекомендовать скорость истечения жидкости определять по соотношению $W_{ис} = 0{,}15 \div 0{,}20 W_г$.

Из анализа зависимости критической относительной скорости от физических свойств жидкости (рис. 5) видно, что вязкость жидкости до определенного предела ($\mu = 0{,}05$ *н·сек/м*) не влияет на устойчивость капель. Следовательно, сопротивление

АВ до этого предела не зависит от вязкости, что отмечалось в работах [1, 3].

Дальнейшее увеличение вязкости орошающей жидкости при одинаковых гидравлических условиях приводит к уменьшению сопротивления вертикально расположенного АВ [4]. Это обусловлено меньшей степенью деформации капель вязких жидкостей, что приводит к уменьшению поверхности контакта фаз и уменьшению энергозатрат газового потока на трение и разгон капель. Однако в этом случае для первичного распада струи и вторичного дробления образовавшихся капель вязкой жидкости, обуславливающих протекание процесса абсорбции в оптимальных условиях [6], требуются повышенные скорости газа в горловине АВ, что приводит к росту потерь напора [2].

Данные рассуждения справедливы и для случая влияния поверхностного натяжения орошающей жидкости на гидравлическое сопротивление АВ. В исследованном диапазоне изменения плотности жидкости влияние ее на необходимость изменения скорости газа в горловине АВ данного масштаба необнаружено. В конечном итоге потери напора с увеличением плотности абсорбента будут меньше вследствие более раннего по длине диффузора АВ возникновения эжектирующего эффекта.

Проведенный комплекс исследований по образованию и поведению двухфазного потока в АВ позволяет дать следующие рекомендации, повышающие эффективность и экономичность работы АВ.

Процесс абсорбции при орошении жидкостями с большими значениями вязкости и поверхностного натяжения необходимо вести при повышенных до оптимальных скоростях газа в горловине АВ или орошать абсорбентами, подогретыми до температуры, не вызывающей значительного роста над ним упругости поглощенного компонента.

Первичное дробление жидкости с большим значением вязкости и поверхностного натяжения на мелкие капли нецелесообразно, так как крупные капли диаметром 3—5 *мм* легче дробятся газовым потоком; при этом обеспечивается относительно большое время контакта и окончательное развитие поверхности взаимодействующих фаз при достаточно интенсивной циркуляции жидкости внутри капли на стадии «пульсирующего» разгона.

Нецелесообразно также применение оросительных устройств для подачи жидкости в АВ с большими начальными скоростями истечения; это приводит к малой относительной скорости между контактирующими фазами и не обеспечивает той эффективности, которую можно ожидать при данном гидродинамическом режиме.

И. А. Апахов, Л. И. Булычева, Н. М. Петров

ДЕСОРБЦИЯ СЕРНИСТОГО АНГИДРИДА ИЗ ВОДЫ ВОЗДУХОМ

При очистке обжиговых газов от пыли в некоторых случаях получаются промывные воды, содержащие сернистый ангидрид, который целесообразно возвратить в производственный цикл или использовать для других целей.

В связи с этим нами проведены опыты по десорбции сернистого ангидрида из промышленной промывной воды воздухом в барботажной колонне с провальными тарелками.

Применявшаяся вода содержала (в *г/л*): 2÷3 SO_2, 1÷2 H_2SO_4 и около 1 взвесей.

Барботажная колонна имела внутренний диаметр 0,395 *м*, площадь сечения 0,122 $м^2$ и состояла из пяти чугунных освинцованных царг высотой 0,28 *м* каждая, между которыми зажимались четыре испытуемых тарелки.

Характеристики тарелок даны в табл. 2.

Таблица 2

Характеристика тарелки

№ тарелки	Диаметр колонны и тарелок, *d, м*	Свободн. сечение тарелки, $м^2/м^2$	Эквивалентный диаметр отверстий, $d_э$, *м*	Шаг отверстий или ширина полос, *м*	Ширина щели, *м*	Число отверстий в тарелке, *м*
Дырчатые тарелки						
1	0,395	0,235	0,0064	0,0105	—	896
2	0,395	0,200	0,010	0,0190	—	313
3	0,395	0,332	0,0076	0,0105	—	896
Щелевая тарелка						
4	0,395	0,325	0,0072	0,0048	0.0036	—

Тарелки и гидравлические режимы работы колонны предварительно были рассчитаны на основании зависимостей, установленных в работе [7]

Уравнение, характеризующее скорость газа в точке захлебывания:

$$y = 10e^{-4x}, \tag{1}$$

где *e* — основание натуральных логарифмов.

Уравнение, характеризующее нижний предел работы провальных тарелок, обусловленный полным сливом жидкости с тарелок:

$$y = 2{,}95e^{-4x}, \tag{2}$$

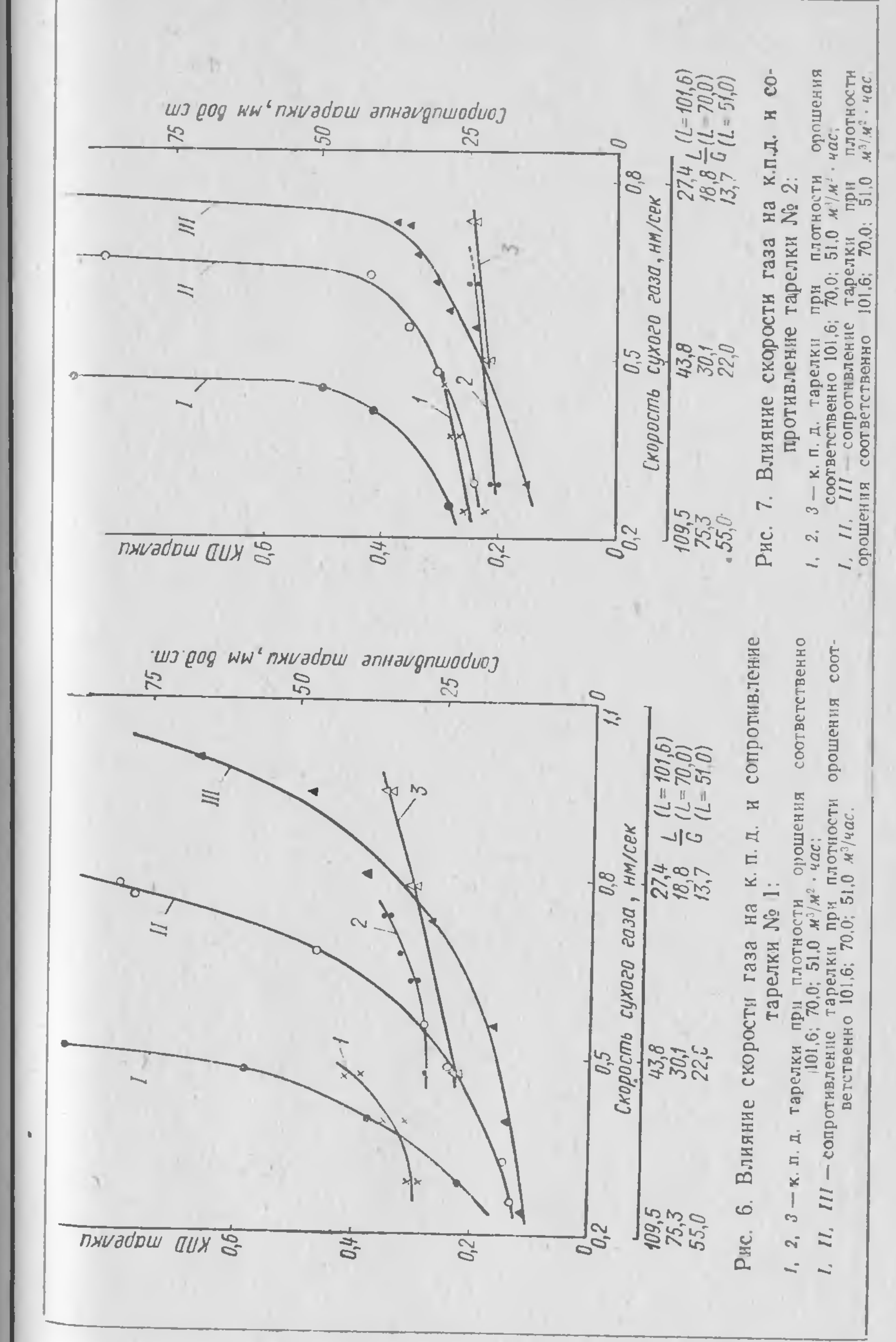


Рис. 6. Влияние скорости газа на к. п. д. и сопротивление тарелки № 1:

1, 2, 3 — к. п. д. тарелки при плотности орошения соответственно 101,6; 70,0; 51,0 $м^3/м^2 \cdot час$;
I, II, III — сопротивление тарелки при плотности орошения соответственно 101,6; 70,0; 51,0 $м^3/час$.

Рис. 7. Влияние скорости газа на к.п.д. и сопротивление тарелки № 2:

1, 2, 3 — к. п. д. тарелки при плотности орошения соответственно 101,6; 70,0; 51,0 $м^3/м^2 \cdot час$;
I, II, III — сопротивление тарелки при плотности орошения соответственно 101,6; 70,0; 51,0 $м^3/м^2 \cdot час$

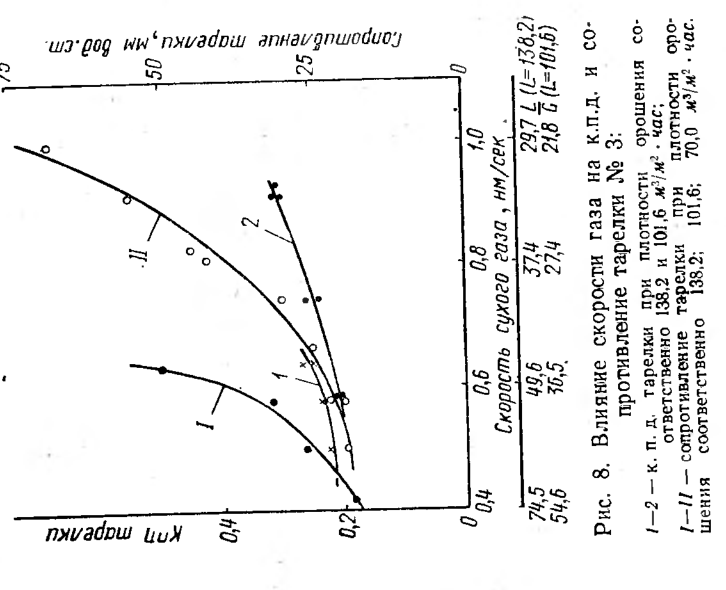


Рис. 8. Влияние скорости газа на к.п.д. и сопротивление тарелки № 3:

1—2 — к. п. д. тарелки при плотности орошения соответственно 138,2 и 101,6 $м^3/м^2 \cdot час$; *I—II* — сопротивление тарелки при плотности орошения соответственно 138,2; 101,6; 70,0 $м^3/м^2 \cdot час$.

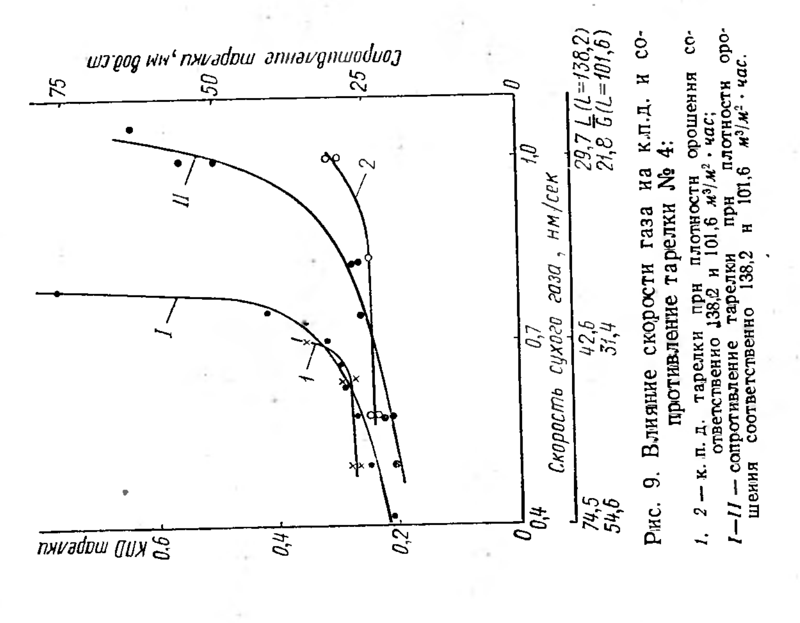


Рис. 9. Влияние скорости газа на к.п.д. и сопротивление тарелки № 4:

1, 2 — к. п. д. тарелки при плотности орошения соответственно 138,2 и 101,6 $м^3/м^2 \cdot час$; *I—II* — сопротивление тарелки при плотности орошения соответственно 138,2 и 101,6 $м^3/м^2 \cdot час$.

По каждому опыту по средним данным составлялся материальный баланс SO_2 по газу и жидкости, который, как правило, не отличался более чем на 15%, и находился к.п.д. графическим способом. В координатах $\frac{кг\ SO_2}{кг\ сух.\ воздуха} - \frac{кг\ SO_2}{кг\ воды}$ строили равновесную кривую по данным работы [8] и рабочую линию по опытным данным, а затем определяли число теоретических тарелок. Отношение числа теоретических тарелок к числу тарелок, установленных в колонне, и принято за к.п.д. тарелки.

Во время опытов температура воды, поступающей в колонну, обычно находилась в пределах 52÷55° С, а вытекающий из колонны — 49÷52° С.

В зависимости от режима работы отдувочной колонны степень выделения сернистого ангидрида из воды составляла 35—75%, а в отходящем из колонны газе (сухом) содержалось 1,2—3,4% SO_2.

На рис. 6 и 7 показано изменение к.п.д. и сопротивления тарелок № 1 и № 2, имеющих свободное сечение 0,235 и 0,200 $м^2/м^2$, соответственно, в зависимости от отношения весовых скоростей жидкости и газа $\left(\frac{L}{G}\right)$. К.п.д. тарелок растет с увеличением скорости газа при одной и той же плотности орошения и с увеличением плотности орошения при постоянной скорости газа. Для тарелки № 2 к.п.д. в зависимости от плотности орошения и скорости газа изменяется от 0,21 до 0,29, а для тарелки № 1 от 0,23 до 0,40.

Опытами охвачен широкий интервал отношений между весовыми скоростями жидкости и газа — от 11 до 110 (в пересчете на сухой газ).

Для тарелок № 3 (дырчатая) и № 4 (решетчатая), имеющих большое свободное сечение, соответственно 0,332 и 0,325, влияние скорости газа и плотности орошения на к.п.д. и сопротивление тарелок имеет такой же характер, как и для тарелок № 1 и № 2 (рис. 8 и 9). В опытах к.п.д. тарелки № 3 изменялся от 0,2 до 0,3, а для тарелки № 4 от 0,24 до 0,35.

При одной и той же плотности орошения тарелки № 3 и № 4 позволяют работать с более высокой скоростью газа, чем тарелки № 1 и № 2.

При средних скоростях газа между точками захлебывания и свободным сливом жидкости для различных тарелок к.п.д. характеризуются величинами, приведенными в табл. 3.

Как видно, более высокий к.п.д. получен для тарелок № 1. Эти тарелки имели наименьший эквивалентный диаметр.

Для практических целей с достаточной надежностью в гидравлических условиях, близких к испытывавшимся, может быть принят к.п.д. тарелки ~0,25.

Таблица 3

К. п. д. различных тарелок при средних скоростях газа

№ тарелок	Плотность орошения, $м^3/м^2 \cdot ч$			
	51	70	101,6	138,2
	к.п.д. тарелок			
1	0,25	0,29	0,33	—
2	0,22	0,22	0,27	—
3	—	—	0,25	0,24
4	—	—	0,24	0,27

Таблица 4

Число тарелок в зависимости от содержания SO_2 в воде и газе

Содержание в воде после колонны SO_2, г/л	Содержание SO_2 в газе после колонны, % объемн.		
	2,5	3	3,5
	необходимое число тарелок в колонне		
0,5	8,0	9,6	12
0,6	7,0	9,0	11
0,7	6,2	8,0	10
0,8	5,7	7,2	8,8

Таблица 5

Результаты расчета

№ тарелок	$м^3/м^2 \cdot ч$	Захлебывания, м/сек	$\frac{L}{G}$	x	y_1	$y_1 = 10 \cdot e^{-4x}$	V_1	$y_2 = 9{,}5 \cdot e^{-4{,}25x}$	V_2
1	70	1,01	20,8	0,90	0,22	0,27	1,01	0,22	0,89
2	70	0,90	21,0	0,91	0,23	0,26	1,06	0,20	0,84
3	101	1,03	27,0	0,87	0,12	0,23	1,36	0,16	1,19
4	138	0,82	46,0	1,10	0,075	0,12	1,07	0,09	0,90
4	101	1,17	26,4	0,96	0,17	0,21	1,32	0,16	1,15
4	138	0,93	45,0	1,10	0,11	0,12	1,01	0,09	0,86

Ниже приводятся результаты расчетов по отдувке сернистого ангидрида из промывной воды, содержащей 2,6 *г/л* SO_2, при температуре 54° С. Расход воды принят 200 *м³/час*, расход воздуха 4200 *нм³/час*. Свободное сечение тарелок 0,32, эквивалентный диаметр отверстий 7 *мм*, к. п. д. тарелки 0,25. Расстояние между тарелками 200—250 *мм*.

В зависимости от остаточного содержания сернистого ангидрида в воде и содержания сернистого ангидрида в газе в табл. 4 приведено необходимое число тарелок в колонне.

Расчетный диаметр колонны 1,5 *м*.

При установке в колонне 12 тарелок в указанных выше условиях можно получить до 400 *кг/ч* SO_2 в виде газа, содержащего 3—3,5% SO_2 объем. Сопротивление такой колонны при предельной скорости газа составит ~500 *мм* вод. ст.

Считаем возможным отметить, что в проводившихся опытах скорость газа в точке захлебывания оказалась приблизительно на 13% меньше, чем следовало ожидать по данным [7].

По экспериментальным данным графически в координатах $\lg V - \lg P$ определяли скорость газа V в точках захлебывания, находили отношение $\frac{L}{G}$ и вычислялись x, y. Кроме того, на основании отношения $\frac{L}{G}$ вычислялись значения y_1 по уравнению (1) и затем скорость газа в точке захлебывания V_1. Также были вычислены значения y_2 по уравнению:

$$y_2 = 9{,}5e^{-4{,}25x}, \qquad (3)$$

которым несколько лучше описываются найденные нами данные и соответствующие значения V_2. При расчетах было принято, что через тарелки проходит парогазовая смесь, насыщенная водяными парами при температуре 54°. Результаты приведены в табл. 5.

Приведенные выше данные по десорбции серного ангидрида из воды воздухом, полученные на большой модели колонны с различной характеристикой провальных тарелок и охватывающие широкий диапазон скоростей газа и жидкости в колонне, могут быть использованы для определения размеров промышленных аппаратов.

В. Л. Закутинский, В. А. Халтурин,
Ф. И. Элик, Г. Т. Мотовилова

АДИАБАТИЧЕСКАЯ АБСОРБЦИЯ ХЛОРИСТОГО ВОДОРОДА В ПЛЕНОЧНОМ РЕЖИМЕ

В процессе регенарации солянокислых травильных растворов выделяется HCl, который поглощают методами адиабатической или изотермической абсорбции с получением 20%-ной соляной кислоты. В отличие от концентрированных газов, которые используют в процессе получения синтетической или абгазной соляной кислоты газовая смесь регенерации содержит всего 2÷6% HCl (объемн.), но до 30% водяных паров. Исследование кинетики абсорбции HCl из таких разбавленных газов мало изучено.

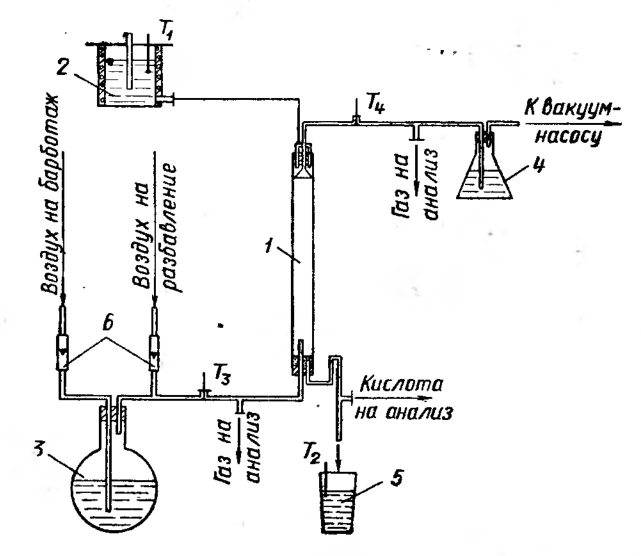


Рис. 10. Схема опытной установки для исследования кинетики адиабатической абсорбции хлористого водорода.

В настоящей статье приведены результаты, полученные в лабораторных условиях при изучении кинетики адиабатической абсорбции HCl из слабоконцентрированных газов в трубке с орошаемыми стенками. Использовалась трубка диаметром ∅ 40 *мм* и рабочей высотой 500 *мм*.

Схема установки показана на рис. 10. Газовую смесь, содержащую 0,5÷2% HCl, получали испарением соляной кислоты азеотропного состава в токе горячего воздуха. Воздух через трубку с электрообогревом поступал на барботаж в испаритель *3*. Из испарителя газовая смесь с температурой около 250° С поступала на абсорбцию в колонку *1*, а затем после нейтрализации *4* выбрасывалась в атмосферу. Жидкость на орошение подавали из бачка постоянного уровня *2* с электрообогревом. Пройдя колонку, кислота через гидрозатвор отводилась в измерительную склянку *5*. Колонка и все газовые линии были изготовлены из кварца. Для предотвращения конденсации HCl в газопроводах, последние были снабжены электрообогревом. Расход газовой смеси регулировался по показаниям ротаметров. Содержание HCl в газовой и жидкой фазах определяли титрованием щелочью.

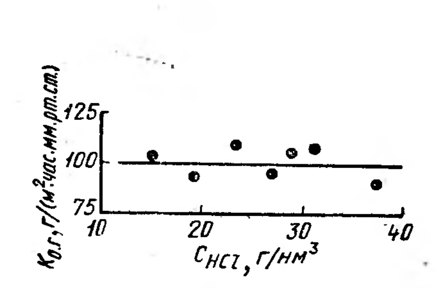


Рис. 11. Зависимость $K_{ог}$ от концентрации хлористого водорода в поступающем газе ($W_{абс}$ = 0,7 *м/сек*); Z = 0,01—0,02 × 10^{-3} *м³/м·сек*; t = 80°).

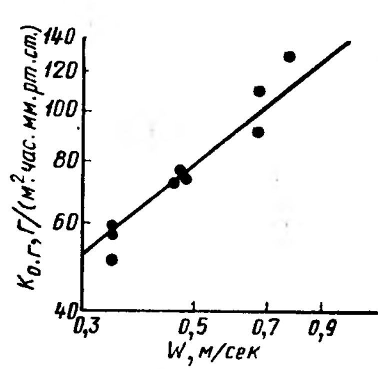


Рис. 12. Зависимость $K_{ог}$ от абсолютной скорости газа в трубке при адиабатической абсорбции хлористого водорода.

Жидкость подавали на орошение с температурой приблизительно 80° С. Плотность орошения колебалась в пределах от 0,01 до 0,1 *м³/(м·сек)*. Абсолютная линейная скорость газа изменялась от 0,1 до 0,8 *м/сек* и была ограничена гидравлическим сопротивлением установки. Концентрация HCl в газе, поступающем на абсорбцию, колебалась в пределах 10÷40 *г/нм³*.

На рис. 11 показано влияние исходной концентрации HCl в газовой смеси на коэффициент массопередачи $K_{о.г.}$ Для исследованного интервала концентраций коэффициент массопередачи может быть принят постоянным.

На рис. 12 показано влияние абсолютной скорости газа на коэффициент массопередачи $K_{о.г.}$. Расчет $K_{о.г.}$ проводили по среднелогарифмической разности парциальных давлений HCl на входе и выходе из колонны. Вследствие нелинейности рабочей линии и кривой равновесия коэффициенты массопередачи $K_{о.г.}$ имеют несколько завышенный характер. Зависимость $K_{о.г.}$ от абсолютной скорости газа может быть представлена в следующем виде:

$$K_{о.\,г} = 0{,}02 \cdot W_{абс.}^{0,82}.$$

В опытах не было обнаружено влияние плотности орошения на $K_{о.г.}$.

При абсорбции из разбавленных газов без рециркуляции раствора важное значение имеет плотность орошения, при которой достигается удовлетворительная смачиваемость насадки.

Нами была определена минимальная плотность орошения как в условиях адиабатической абсорбции, так и в случае подачи на орошение холодной воды. В горячем режиме полное смачивание стенок трубки наблюдалось при плотности орошения 0,01 *м*³/(*м·сек*). При холодном режиме требовалась более высокая плотность орошения: от 0,08 до 0,1 *м*³/(*м·сек*). Это обстоятельство позволяет осуществлять эффективную работу адиабатического абсорбера из слабоконцентрированных газов.

Н. А. Ветлугина, И. Г. Бляхтер, Т. В. Родде, А. Л. Штерензон

ПОЛУЧЕНИЕ ПЛАВИКОВОЙ КИСЛОТЫ В КОЛОННЕ С ПОДВИЖНОЙ НАСАДКОЙ

На криолитовых заводах при производстве плавиковой кислоты одной из проблем является обеспечение устойчивой работы насадочных башен, склонных к засорению твердыми частицами, приносимыми газовым потоком.

В последние годы проведен ряд исследовательских работ по замене малоэффективных насадочных башен на аппараты, обладающие повышенными нагрузками по газовой и жидкой фазами, обеспечивающими устойчивую работу без отложений примесей [9—12]. В этих аппаратах исследовали абсорбцию в основном низкоконцентрированных по HF газов, не превышающих 150 *мг/нм*³.

В настоящей статье представлены результаты опытов по абсорбции фтористого водорода концентрацией от 40 до 200 *г/нм*³ в колонне с подвижной насадкой.

Работа проводилась с целью получения продукционных кислот концентрацией 15 и 30%; нахождения устойчивого режима колонны без отложения примесей; подбора коррозионностойких материалов для решеток и насадок.

Опыты по абсорбции HF водным раствором проводились в два этапа на установке, схема которой представлена на рис. 13.

На первом этапе при получении 15%-ной плавиковой кислоты производственный газ забирали после грязевой башни. Газ

протягивали через две колонны с брызгоуловителями РМК-4 и выбрасывали в атмосферу.

Основную часть опытов проводили с рециркуляцией жидкой фазы. Для этого кислоту из бака-сборника закачивали насосом в напорный бак и из него подавали на орошение колонны. Свежую воду в количестве 0,3—0,4 *м*³/*час* добавляли через мерный бачок *15*. Орошение санитарной колонны проводили содовым раствором, концентрация которого на первом и втором этапах составляла соответственно 100 и 200 *г/л*.

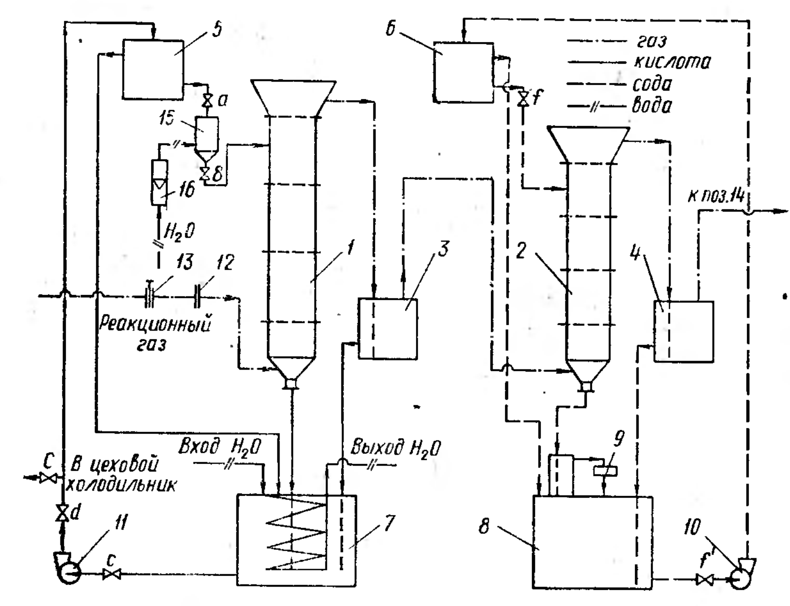


Рис. 13. Схема установки:

1 — кислотная колонна *ПН*; *2* — санитарная колонна *ПН*; *3, 4* — брызгоуловители; *5* — напорный бак кислоты; *6* — напорный бак соды; *7* — сборник — холодильник кислоты; *8* — бак — сборник соды; *9* — мерный бачок; *10* — содовый насос; *11* — кислотный насос; *12* — диафрагма; *13* — шибер; *14* — вакуум-насос; *15* — мерный бачок: *16* — ротаметр.

Абсорбционная колонна имела диаметр 430 *мм*, высоту 5000 *мм* и состояла из гуммированных изнутри царг, снабженных смотровыми стеклами. В качестве подвижной насадки применяли полипропиленовые кольца размером 40×30×3 *мм* и весом 6 *г*. Насадка помещалась на трех распределительных решетках со свободным сечением $F_{св.}$ — 25% (диаметр отверстий 12 *мм*). Статическая высота слоя насадки на каждой решетке составляла 200 *мм*. Пробы жидкости и газа анализировали по стандартной методике.

Результаты испытаний представлены в табл. 6.

На первом этапе испытаний колонна ПН работала параллельно II абсорбционной башне, выпускающей 15%-ную плавиковую кислоту.

Таблица 6

Результаты испытаний колонны ПН

Скорость газа, м/сек	Концентрация газа, г/нм³		Концентрация кислоты		Степень переработки газа, %	Коэффициент массопередачи, кг/м² · ч · мм рт. ст.	Интенсивность аппарата, кг/ч · м²
	вход в абсорбционную колонну	выход из абсорбционной колонны	вход в абсорбционную колонну	выход из абсорбционной колонны			
Получение 15%-ной кислоты							
2,0	—	—	16,97	18,69	—	—	—
2,38	43,6	1,95	11,17	15,0	95,52	31,0	280
2,7	51,86	3,9	11,68	14,47	92,50	23,5	371
Получение 30%-ной кислоты							
1,97	248,5	5,62	20,0	27,4	97,74	31,3	1350
2,53	154,4	10,25	27,00	32,01	93,4	39,7	1080
2,79	193,2	14,27	29,69	31,98	92,6	37,03	1325

При скорости газа от 2,0 до 2,7 *м/сек* и плотности орошения от 12,4 до 17,25 $м^3/м^2 \cdot ч$ получили кислоту концентрацией 15%. Степень переработки газа при этом в среднем составила 95%, а коэффициент массопередачи приблизительно 30 $кг/м^2 \times ч \cdot мм$ рт. ст.

При работе колонны ПН параллельно I абсорбционной башне, выпускающей плавиковую кислоту концентрацией 30%, в баке-сборнике был установлен змеевиковый холодильник для отвода тепла. Скорость газа менялась от 1,97 до 2,85 *м/сек*. Плотность орошения оставалась постоянной и составляла 17,9 $м^3/м^2 \cdot ч$. Степень переработки газа при получении 30% HF составила 93%, коэффициент массопередачи 40 $кг/м^2 \cdot ч \cdot мм$ рт. ст.

В результате обработки опытных данных получено уравнение, связывающее коэффициент массопередачи и скорость газа в свободном сечении колонны.

$$K = 1{,}319 \cdot W^{0,73},$$

где W — скорсть газа, *м/сек*;

K — коэффициент массопередачи, $кг/м^2 \cdot ч \cdot мм$ рт. ст.

На рис. 14 представлены экспериментальные и расчетные значения гидравлического сопротивления трехслойной колонны, полученные по формулам разных авторов. Расчет гидравлического сопротивления провальных тарелок проводили по формулам Молоканова и Вальдберга [13]. Расчет гидравлического сопротивления, вызываемого слоем жидкости, задерживаемой насадкой, по формуле Савченко [14].

Как видно из рис. 14, экспериментальные значения гидравлического сопротивления аппарата ПН близки к расчетным значениям. Очевидно, для гидродинамического расчета аппаратов ПН можно использовать формулы вышеуказанных авторов.

На первом этапе работы были испытаны решетки из текстолита, винипласта, оргстекла с фторплостовой вставкой, на втором этапе — из монельметалла. В процессе работы замазывания решеток и насадки не наблюдалось.

Для проверки износа насадки на первый слой колонны загружали полипропиленовые кольца, комбинированную насадку из полиэтиленовых колец с пенопластовым заполнением, полиэтиленовые шары.

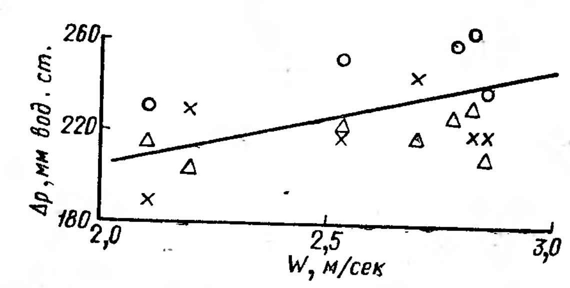


Рис. 14. Зависимость полного гидравлического сопротивления трехслойной колонны *ПН* (ΔP) от скорости газа (W):

○ — расчетные значения полного гидравлического сопротивления колонны *ПН* по формулам авторов [25] и [27]; △ — расчетные значения полного гидравлического сопротивления трехслойной колонны *ПН* по формулам авторов [26] и [27]; × — экспериментальные значения полного гидравлического сопротивления трехслойной колонны *ПН*.

В течение месячного испытания насадки изменений в весе образцов не было обнаружено.

Таким образом, проведенная работа по абсорбции HF водой подтвердила одно из основных преимуществ колонны ПН: работоспособность на запыленных газах без зарастания решеток и насадки твердыми частицами. В колоннах ПН возможно получение продукционной кислоты концентрацией 15 и 30% HF. Степень использования газа составляет, соответственно, 95 и 93%, а коэффициент массопередачи — 30 и 40 $кг/м^2 \cdot ч \cdot мм$ рт. ст.

На основании результатов полузаводских испытаний разработана конструкция опытно-промышленной колонны ПН. Она имеет следующие характеристики: площадь поперечного сечения составляет 2,9 $м^2$ (скорость газа 2,85 *мм/сек*); три слоя подвижной насадки со статической высотой порядка 200 *мм* каждый; насадка в виде полипропиленовых колец размером 40×30×3 *мм* расположена на распределительных решетках со свободным сечением 25% и диаметром отверстий 12 *мм*; расстояние между решетками 1000 *мм*; гидравлическое сопротивление аппарата 190—250 *мм* вод. ст.

И. Б. Гемусова, А. Л. Штерензон,
И. Г. Бляхер

К ВОПРОСУ ОБ ИЗНОСОСТОЙКОСТИ ЭЛЕМЕНТОВ «ПОДВИЖНОЙ НАСАДКИ»

В связи с тем, что аппараты ПН получают все большее распространение [15] представляет интерес выявить влияние различных факторов на скорость износа различных полимеров с целью подбора оптимальных материалов для изготовления насадок. Этим вопросам посвящена настоящая работа.

Ввиду трудностей в проведении испытаний на лабораторной колонне ПН, износ определяли в установке типа шаровой мельницы. В барабан загружали стандартное количество фарфоровых шаров стандартную пульпу, содержащую в качестве

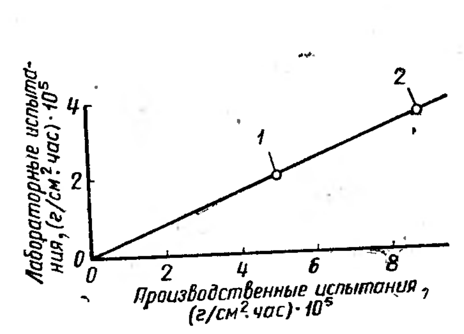


Рис. 15. Корреляция результатов лабораторных и производственных испытаний (в колонне пылеулавливания втористого натрия):

1 — Полиэтилен низкой плотности; 2 — Пенополиэтилен.

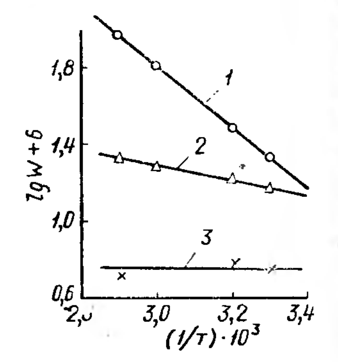


Рис. 16. Зависимость износа от обратной температуры:

1 — Полиэтилен низкой плотности; 2 — Полипропилен; 3 — Полиэтилен высокомолекулярный W, г/см²; час⁻¹ · 10⁻⁶.

твердой фазы пыль фтористого натрия, и испытуемые образцы материалов в виде пластинок, шаров и т. д. Скорость вращения барабана во всех опытах была одинаковой. Длительность опыта составляла 6—7 *ч*. Преимуществами методики являются простота в осуществлении эксперимента, сочетающаяся с имитацией характерных условий износа в колонне ПН. Существование корреляции между величиной износа в «шаровой мельнице» и в условиях работы колонны ПН иллюстрируется на рис. 15.

После эксперимента образцы сушили до постоянного веса и определяли убыль веса на единицу рабочей поверхности. Параллельно испытывали восемь образцов одного и того же материала.

В процессе отработки методики было установлено, что износ материалов возрастает пропорционально времени эксперимента и может быть охарактеризован постоянной скоростью износа *г/см²·ч*.

Результаты испытаний материалов при комнатной температуре приведены в табл. 7.

Таблица 7

Сравнительные данные лабораторных испытаний по износу полимерных материалов
(Среда—пульпа фтористого натрия 160 *г/л*; температура—комнатная)

№ п.п.	Материал	Износ (г/см²·ч⁻¹)·10⁵
1	Пенополистирол	10,38
2	Искуственная кожа	5,87
3	Полиэтилен высокой плотности:	
	без наполнения	5,23
	наполнитель стекловолокно—12%	5,08
	наполнитель мел—25%	4,14
4	Полиамиды	4,25
5	Резина	3,97
6	Сополимер этилена с 3% пропилена	3,95
7	Пенополиэтилен:	
	литьевой из УЛТИ шарики	3,54
	литьевой из НИИПП таблетки	3,07
	литьевой из УЛТИ облученный	2,84
	экструзионный	0,38
8	Полиэтилен низкой плотности:	
	«облученный»	3,36
	без наполнителя	2,3
9	Фторопласт—4	3,03
10	Поликарбонат	1,56
11	Полипропилен листовой	1,48
12	Полиэтилен высокомолекулярный (ВМПЭ):	
	наполнитель графит 0,5%	0,58
	наполнитель дисульфид молибдена	0,54
	стабилизированный	0,51

Большинство испытанных материалов мало отличаются друг от друга по износостойкости. Весьма износостойкими оказались пенополиэтилен экструзионный и полиэтилен высокомолекулярный. Малая скорость износа экструзионного пенополиэтилена, по-видимому, связана с процессами, происходящими в поверхностных слоях во время экструзии, так как таблетки, полученные из того же исходного материала путем литья, имеют в десять раз большую скорость износа. О высокой износостойкости высокомолекулярного полиэтилена уже сообщали [16]. Облучение практически не повышает износостойкости материалов.

Наполнение полимеров наполнителями также существенным образом не уменьшило скорость износа.

В табл. 8 приведены результаты определения износостойкости материалов методом истирания по шкурке и часть дан-

ных из табл. 7. Их сопоставление позволяет заключить, что в различных условиях различна относительная износостойкость материалов. Это свидетельствует о специфичности износа в условиях работы аппаратов ПН. Скорость износа экспоненциально растет с повышением температуры, но скорость роста различна для разных полимеров (рис. 16). Так, износ полиэтилена ПН и полипропилена при комнатной температуре приблизительно одинаков, тогда как при 60° полипропилен изнашивается в 4 раза медленнее. Особый интерес представляет высокомолекулярный полиэтилен, который весьма износостоек как при комнатной, так и при повышенной температурах. Это обстоятельство позволяет считать высокомолекулярный полиэтилен одним из наиболее перспективных материалов для изготовления подвижных насадок. Было исследовано влияние природы, концентрации и крупности частиц твердой фазы на скорость износа на примере полиэтилена. В опытах с изменяющейся концентрацией твердой фазы в качестве последней использовали пыль фтористого натрия, в опытах с частицами разной величины — кварцевый песок.

Таблица 8

Данные по износу полимерных материалов, полученных разными методами

№ п.п.	Материал	Износ в шаровой мельнице пульпа	Износ на машине МПИ-1 по шкурке напряж. 2 *кгс*; *S*=20 *м*
		$10^5 \cdot$ (*г/см²ч*)	*мм³*
1	Полипропилен	1,48	24,0
2	Поликарбонат	1,56	81,0
3	Полиэтилен низкой пл. . . .	2,30	24,0
4	Фторопласт-4	3,03	172,0
5	Полиамид-68	4,25	35,0
6	Полиэтилен высокой плотности	5,23	20,0

Скорость износа не зависит от величины частиц твердой фазы (рис. 17). Возможно, что это частично обусловлено измельчением твердой фазы, так как гранулометрический состав песка во время опытов изменялся.

В контакте с кварцевым песком полиэтилен изнашивается значительно быстрее, чем в контакте с кристаллами фтористого натрия. Влияние природы твердой фазы на скорость износа полимеров необходимо учитывать при оценке возможности применения аппаратов ПН.

Скорость износа растет с ростом концентрации пульпы лишь до известного предела, а затем остается неизменной. Это наблюдение согласуется с литературными данными по гидроабразивному износу резин [18].

Мы предполагали, что процесс разрушения полимеров в условиях работы аппаратов ПН подчиняется общим закономерностям разрушения полимеров под нагрузкой в жидких средах. Если бы такое положение оказалось справедливым, то можно было бы заранее качественно оценивать влияние природы и концентрации электролита на скорость износа. В качестве модельной среды мы выбрали растворы NaOH, так как было известно, что зависимость долговечности растянутого полиэтилена от концентрации щелочи имеет экстремальный характер с минимумом при 13% [19].

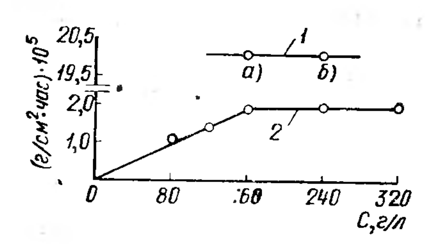


Рис. 17. Влияние концентрации и крупности частиц абразива на износ полиэтилена:

1 — влияние концентрации кварцевого песка на износ; (*а* — частицы — 0,5 *мм*; *б* — частицы — 2,0 *мм*); *2* — влияние концентрации пульпы NaF на износ.

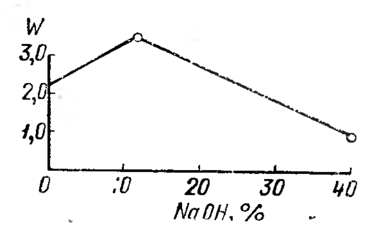


Рис. 18. Влияние концентрации щелогии ЛаОН на износ полиэтилена:

W — износ 10^{-5} *г/см²·час*$^{-1}$.

В данном случае скорость разрушения также максимальна при концентрации щелочи 13% (рис. 18). Таким образом, агрессивность жидких сред по отношению к элементам подвижной насадки можно ориентировочно оценивать, исходя из литературных данных по долговечности полимеров в жидких средах.

ЛИТЕРАТУРА

1. Л. М. Пикков, Э. К. Сийрде, Тр. Таллинск. политехн. ин-та, № 210.
2. Л. И. Сень, А. К. Ильин, Воздушное распыливание жидкостей, изд. Дальневосточного политехн. ин-та, Владивосток, 1967.
3. В. И. Матрозов, В. И. Сажин, В. В. Морозова, Тр. Горьковск. политехн. ин-та, т. 25, № 14, 1968.
4. В. П. Лопарев, Б. П. Волгин, И. А. Бакиев, Тр. Уральск. политехн. ин-та № 205, 1972.
5. Ф. С. Югай, Б. П. Волгин, ИФЖ, т. 9, № 6. 703 (1965).
6. В. П. Лопарев, Б. П. Волгин, Тезисы докл. на 1 научной конференции молодых ученых и аспирантов физико-технич. ф-та УПИ им. С. М. Кирова.
7. А. Г. Касаткин, Ю. И. Дытнерский, Хим. пром., № 3 (1958).
8. З. П. Розенкоп, Извлечение двуокиси серы из газов, М., 1952.
9. В. П. Галкина, П. П. Герцен, Труды ППИ, вып. 44, 1968.
10. Ю. Г. Фиалков, В. С. Буркат, Н. И. Лисицина, Труды ВАМИ, вып. 71, 1970.

11. Ю. Г. Фиалков, М. Л. Черкасский, В. С. Мальц, Б. П. Громов, Цветные металлы, № 12, 28 (1971).
12. Н. И. Гельперин, В. М. Тарасов, А. Ю. Вальдберг, Хим. пром., № 10, 782 (1970).
13. Ю. К. Молоканов, Хим. пром., № 4, 291 (1962).
А. Ю. Вальдберг, Н. И. Гельперин, В. М. Тарасов, Хим. и нефт. маш., № 4, 12 (1972).
14. В. И. Савченко, Автореферат кандид. диссертации, М., 1967.
15. И. Г. Бляхер, Л. Я. Живайкин, Н. А. Юровская, Химическая промышленность за рубежом, № 8, 45 (1966).
16. В. И. Бухгалтер, М. М. Тененбаум, А. П. Чижикова, П. А. Ильченко, Механика полимеров, № 3, 542 (1971).
17. С. Б. Ратнер, И. И. Фарберова, Стандартизация, № 12, 31 (1964).
18. Ю. С. Зуев, А. Д. Челмодеев, Механика полимеров, № 3, 499 (1968).
19. М. Н. Бокшицкий, И. Я. Клинов, Н. А. Бокшицкая, Статическая усталость полиэтилена, М., изд. «Машиностроение», 1967.

И. И. Шишко

ПРОВАЛ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ ЧЕРЕЗ ОТВЕРСТИЯ ГАЗОРАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНОЙ РЕШЕТКИ

Провал частиц твердого дисперсного материала из псевдоожиженного слоя через отверстия перфорированных провальных решеток идет группами, кратковременными «струями» этих частиц с непрерывным чередованием в каждом отверстии провалов и продувов их газом [1, 2]. Аналитически и экспериментально рассмотрен механизм таких чередований, обязанный непрерывным пульсациям скоростей газа в отверстиях решетки в соответствии с пульсациями плотности столбов материала над каждым отверстием [3].

В настоящей работе исследовано влияние высоты псевдоожиженного слоя на характер провального движения и величину предельной скорости газа, при которой наступает прекращение провала.

Исследование проводили в прозрачной модели из органического стекла прямоугольного сечения 20×200 *мм*, описанной в работе [1]. Модель была снабжена одной провальной решеткой, в которой отверстия диаметром 6 *мм* располагались в один ряд. Площадь сечения отверстий — 9,3% (13 отверстий), толщина решетки — 10 *мм*.

Все эксперименты проводили в стабилизированных непрерывных условиях, т. е. при непрерывной подаче материала на

Таблица 1

Характеристики опытной фракции датолитовой руды

№ п.п.	Характеристики	Величина
1	Средний фракционный состав, % вес (размеры фракций в *мм*):	
	−0,25	2,7
	+0,25—0,295	15,5
	+0,295—0,417	39,2
	+0,417—0,5	42,6
2	Эквивалентный диаметр, *мм*	0,388
3	Плотность частиц, *кг/м*³	2620
4	Критическая скорость псевдоожижения, *м/сек*	0,19
5	Скорость витания частиц, *м/сек*	3,18

решетку и установившемся процессе провального движения. В качестве опытного материала использовали тщательно отмытую и высушенную датолитовую руду узкого фракционного состава (табл. 1). В табл. 2 указаны градуировочные характеристики питателя — загрузочных воронок с варьируемым размером калиброванных отверстий. Псевдоожижающим агентом служил воздух с температурой 25±8° С и относительной влажностью 60—70%. Первая серия опытов была проведена при фиксированных значениях величин подачи материала $G_{пр}$ с варьированием скоростей псевдоожижения W. Такие режимы названы нами режимами самоустановления, так как влияние скорости газа на величину провала компенсируется в данном случае соответствующим изменением высоты слоя [4] или гидравлического сопротивления слоя $\Delta P_{сл.}$.

Таблица 2

Градуировка разгрузочных воронок

Диаметр устья воронки, *мм*	Производительность, *кг/час*	Диаметр устья воронки, *мм*	Производительность, *кг/час*
3	1,5	5,0	14,0—17,0
3,5	4,5	6,5	24,0—25,0
4,0	6,0—8,0	10,0	80
4,5	11,0—12,0	—	—

Полученные кривые $\Delta P_{сл.}=f(W)$ для 7 значений подачи приведены на рис. 1. С величин подачи приблизительно 25 *кг/ч* все кривые имеют *S*-образный вид, наблюдаемый нами и ранее [4]. Для объяснения такого характера кривых $\Delta P_{сл.}=f(W)$ за процессом провального движения для ряда режимов наблюдали с помощью ускоренной киносъемки. Эти режимы классифицировались по изменению параметров $G_{пр}$; $\Delta P_{сл.}$ и W и отмечены на рис. 1 пунктирными линиями и римскими цифрами.

Режимы I характеризуются постоянством $\Delta P_{сл.}$ и выявляют зависимость $G_{пр}=f(W)$; режимы II соответствуют зависимости $G_{пр}=f(W)$ при $W=\text{const}$ и, наконец, режимы III — условию самоустановления высоты слоя.

С помощью киносъемки анализировали характер провального движения для 18 самостоятельных режимов псевдоожижения. Методики киносъемки с частотой 48 *кадр./сек* и обработки результатов киносъемки были аналогичными работе [1]. Выбор числа анализируемых кадров для каждого режима осуществляли строго в соответствии с законами теории вероятности с использованием условий эргодичности анализируемых процессов [5]. Всего было рассмотрено около 30 000 кадров кинопленки.

В качестве характеристик провалов по аналогии с работой [1] были использованы среднеинтегральная длительность провала $\tau_{пр}$ и средняя частота провалов в расчете на одно отверстие $n_{1,0}$. Для оценки группового характера провалов, т. е. явления истечения материала одновременно через несколько соседних отверстий введено понятие приведенной частоты провалов, которое определялось из выражения:

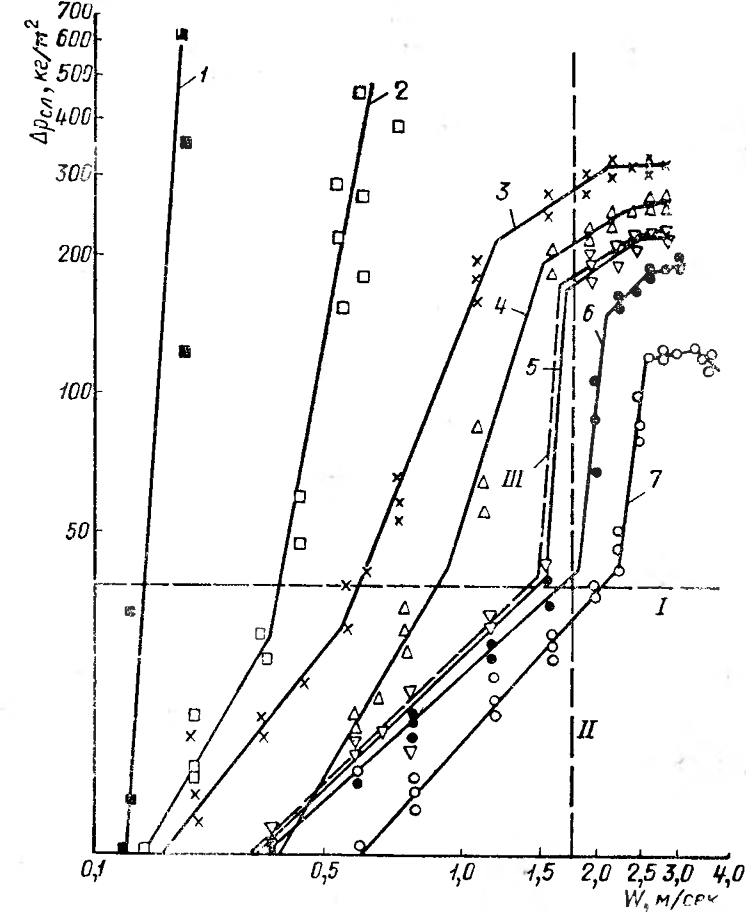


Рис. 1. Зависимость гидравлического сопротивления слоя ($\Delta P_{сл}$) от скорости воздуха W для провальной решетки с $\varphi=9{,}3\%$ и $d_0=6$ *мм* при разных величинах подачи (провала) (*кг/час*): *1* — 80,0; *2* — 25,0; *3* — 15,0; *4* — 11,0; *5* — 7,0; *6* — 4,5; *7* — 1,5.

$$n_{пр}=\frac{N}{t}, \quad (1)$$

где N — общее число провалов за время наблюдения t.

Отношение $\frac{n_{1\cdot0}}{n_{пр}}$ характеризует именно число соседних отверстий, занятых провалом.

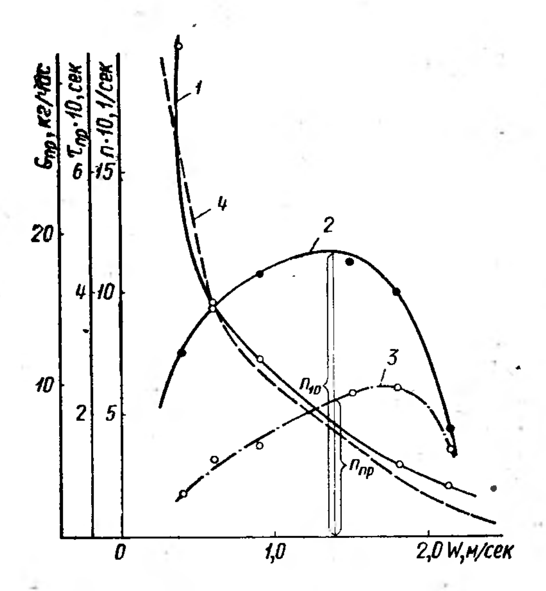


Рис. 2. Зависимость характеристик провалов от скорости воздуха при $\Delta P_{сл}$=const (40 $кг/м^2$);

1— $\tau_{пр}=f(W)$; 2— $n_{10}=f(W)$; 3— $n_{пр}=f(W)$; 4— $G_{пр}=f(W)$.

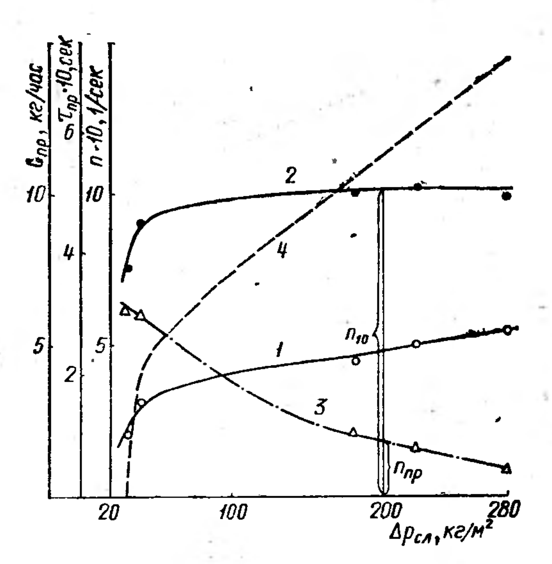


Рис. 3. Зависимость характеристик провалов от гидравлического сопротивления (высоты) слоя при W=const (1,8 м/сек):

1— $\tau_{пр}=f(\Delta p_{сл})$; 2— $n_{10}=f(\Delta p_{сл})$ 3— $n_{пр}=f(\Delta p_{сл})$; 4— $G_{пр}=f(\Delta p_{сл})$.

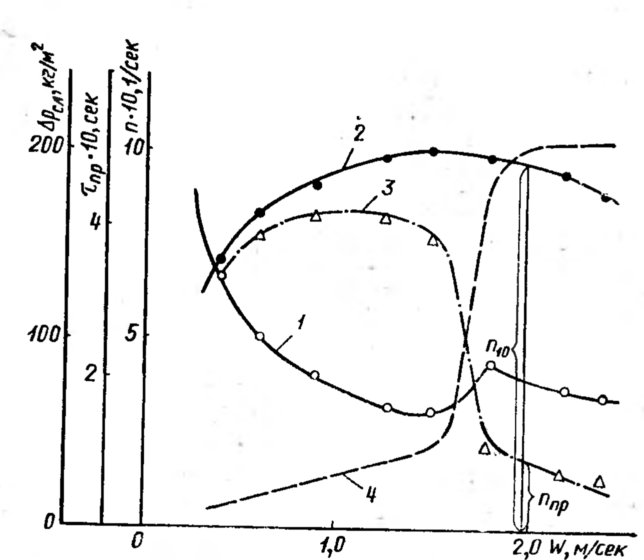


Рис. 4. Зависимость характеристик провалов от скорости воздуха при $G_{пр}$=const (7,0 кг/час):

1— $\tau_{пр}=f(W)$; 2— $n_{10}=f(W)$; 3—$n_{пр}=f(W)$; 4— $\Delta p_{сл}=f(W)$.

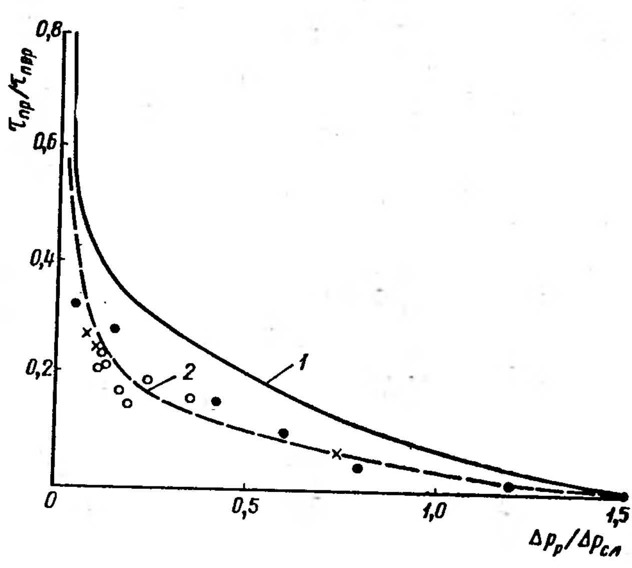


Рис. 5. Доля времени пребывания плотного пакета над отверстием, сопровождаемая провалом, в зависимости от отношения $\Delta P_р=\Delta P_{сл}$:

1 — теоретическая кривая; 2 — экспериментальная кривая.

На рис. 2, 3 и 4 приведены указанные характеристики провалов в зависимости от параметров псевдоожижения соответственно для трех рассматриваемых случаев.

Рис. 2 иллюстрирует зависимость характеристик провалов для режима $\Delta P_{сл.}=40$ *кг/м²* от скорости псевдоожижения. Пунктирной линией нанесена кривая $G_{пр}=f(W)$. Величина провала непрерывно убывает с увеличением скорости псевдоожижения. Это падение складывается из соответствующего уменьшения длительности провалов и экстремального изменения их частоты. Одновременно с этим резко изменяется и сам характер провального движения. Если при скорости 0,4 *м/сек* в провале участвует одновременно 4—5 отверстий, то при скоростях более 2 *м/сек* групповые провалы практически исчезают.

Интересен характер изменения $\tau_{пр}$ и $n_{1,0}$ от гидравлического сопротивления (высоты) слоя на решетке (рис. 3). Резкое увеличение длительности и чистоты провалов наблюдается только в диапазоне малых высот слоя (20—50 *кг/м²*). В дальнейшем $\tau_{пр}$ слабо увеличивается с ростом $\Delta P_{сл}$ (в 1,5 раза при росте в 6 раз), а $n_{1,0}$ практически не изменяется. Однако, характер провалов резко изменяется от единичных до групповых. В частности, при $\Delta P_{сл.}>260$ *кг/м²* в провале одновременно участвуют до 10 отверстий, т. е. имеет место ярко выраженный поршневой режим ($H/D>1$). Очень четко рассмотренные изменения характеристик провалов совмещаются на рис. 4, где с изменением скорости псевдоожижения высота слоя изменяется таким образом, чтобы обеспечить постоянство величины провала. Так в интервале скорости псевдоожижения 0,4—1,5 *м/сек*, когда происходит медленное накопление материала на решетке, падение длительности провалов компенсируется возрастанием их частоты. Далее частота провалов резко падает, но также резко, хотя и в меньшей мере, растет длительность провалов. В характере провалов также происходит резкий сдвиг от одиночных до групповых.

Таким образом, характерные изломы в кривой зависимости $\Delta P_{сл.}=f(W)$ появляются за счет резкого перехода от одиночных провалов к групповым, которые более устойчиво сопротивляются повышению сопротивления провалов в отверстиях решетки при увеличении скорости газа. Действительно, в соответствие с механизмом, рассмотренным в работе [3], увеличение масштаба пакетов в поперечном направлении должно привести к увеличению доли их времени пребывания над отверстиями, т. е. длительности провала.

Данные всех киносъемок были обобщены в виде зависимости

$$\tau_{пр}/\tau_{пер}=f(\Delta P_{р}/\Delta P_{сл}),$$

где $\tau_{пер}$ — полный период одной пульсации скорости газа в отверстии, определяемый, как $1/n_{1,0}$;

$\Delta P_{р}$ — гидравлическое сопротивление решетки без слоя, определяемое из выражения:

$$\Delta P_{р}=\xi\frac{\rho_{г}\cdot W_0^2}{2}, \quad (2)$$

где ξ — коэффициент сопротивления решетки, зависящий от ее параметров;

W_0 — средняя скорость газа в отверстиях;

$\rho_{г}$ — плотность газа.

На рис. 5 изображен график этой зависимости (*пунктирная линия*), описывающий с точностью до ±15% все экспериментальные точки. *Сплошной линией* показана теоретическая зависимость, полученная в [3] при аналитическом рассмотрении механизма провального движения. Характер теоретической и экспериментальной кривых идентичен, хотя по абсолютному значению экспериментальные значения $\tau_{пр}/\tau_{пер}$ примерно в 2 раза ниже теоретических в интервале исследованных величин $\Delta P_{р}/\Delta P_{сл.}=0{,}1—1{,}5$. Это различие имеет физическое объяснение. Действительно в работе [3] рассмотрен предельный неравновесный случай работы двух отверстий решетки, когда перераспределение плотностей столбов материала возможно только в пределах этих отверстий, т. е. у системы имеется только одна степень свободы. В случае множества отверстий число степеней свободы возрастает, и доля времени пребывания пакетов над отверстиями уменьшается. Следует в то же время отметить, что условие полного прекращения провала соответствует именно этому предельному случаю, так как при любых значениях $\Delta P_{р}/\Delta P_{сл.}$ вероятность его сохраняется. Поэтому в пределе теоретические и экспериментальные значения этого соотношения при $\tau_{пр}/\tau_{пер}\to 0$ должны совпадать. Такое совпадение четко иллюстрируется рис. 5.

Таким образом, условием прекращения провального движения можно считать выражение:

$$\frac{\Delta P_{р}}{\Delta P_{сл}}=1{,}5. \quad (3)$$

Для определения предельной скорости газа в отверстиях, соответствующей этому условию, достаточно расшифровать параметр $\Delta P_{р}$. В итоге получим:

$$W_{пр}=\sqrt{\frac{3\cdot\Delta P_{сл}}{\xi\cdot\rho_{г}}}. \quad (4)$$

В литературе принято сопоставлять $W_{пр.}$ со скоростью витания частиц слоя $W_{в}$. Рассчитанное для условий эксперимента отношение $W_{пр}/W_{в}=4{,}75\div 25$, что соответствует большинству данных других авторов [6, 7, 8].

ПРЕДЕЛЫ УСТОЙЧИВОЙ РАБОТЫ ПРОВАЛЬНЫХ РЕШЕТОК В МНОГОСЕКЦИОННЫХ АППАРАТАХ

Провальные решетки в многосекционных вертикальных аппаратах кипящего слоя совмещают одновременно две функции: газораспределительных устройств, поддерживающих кипящие слои материала заданной высоты и переточных устройств, передающих материал из слоя в слой в направлении, обратном движению газа. Одной из главнейших задач при конструировании многосекционных аппаратов ступенчатого противотока является обеспечение надежного и устойчивого перетока материала, минимально зависящего от внешних возмущений и, в частности, от случайных колебаний скорости псевдоожижающего газа.

Показано [2], что высота псевдоожиженного слоя на провальной решетке при прочих равных условиях существенно зависит от скорости газа, причем эта зависимость имеет ярко выраженный *S*-образный характер, с двумя пологими участками. Определение устойчивости высоты слоя во времени показало, что наиболее приемлемыми, для практического использования являются верхние пологие участки этих кривых (см. рис. 1). Отсюда следует, что верхняя точка перегиба характеризует нижний предел устойчивой работы провальной решетки, что касается верхнего предела то он, как следует из работы [2], может быть определен только при совместном рассмотрении системы провальных решеток в многосекционном аппарате. Критерием для его оценки служит допустимая величина обратного переноса материала по ходу газа.

Задачей настоящей работы было получение количественных зависимостей, описывающих положение верхней точки перегиба на кривых $\Delta P_{сл.}=f(W)$ и определение расстояния между решетками, которое не искажает хода этих кривых относительно одиночных решеток. Последнее, как будет показано ниже, соответствует условию минимизации обратного переноса или снижения его до уровня пылеуноса из верхнего слоя.

Опыты проводили на трех установках, принципиально отличавшихся только размерами поперечных сечений аппаратов кипящего слоя, описанных в [2]. Два из них представляли собой цилиндрические колонны из оргстекла диаметром 0,15 и 0,25 *м* и высотой 2 *м* и одна — прямоугольную шахту сечением 0,4×0,8 *м* и высотой 8 *м*. Исследуемые одиночные провальные решетки монтировались на высоте 0,6—1,5 *м* от нижних газораспределительных решеток, с постоянным сечением отверстий 10%. Характеристики провальных решеток приведены в табл. 3.

Для опытов использовали датолитовую руду, характеристики которой приведены в табл. 1. Все опыты проведены в усло-

Таблица 3

Характеристики провальных решеток

№ реш.	Диаметр решетки (аппар.), *м*	Свободное сечение реш., $м^2/м^2$	Диаметр отв. (ширина щели) 10^3, *м*	Число отверстий	Шаг отверстий 10^3, *м*	Толщина решетки 10^3, *м*	Форма отверстий
1	0,15	0,21	6	127	13	10	Цилиндрич.
2	0,15	0,10	6	61	20	10	»
3	0,15	0,141	6	91	16	10	»
4	0,15	0,21	6	127	13	30	»
5	0,15	0,21	6	127	13	50	»
6	0,15	0,21	6	127	13	80	»
7	0,15	0,143	5	127	13	10	»
8	0,15	0,146	4	206	10	10	»
9	0,15	0,145	8	51	23	10	»
10	0,15	0,146	12	23	30	10	»
11	0,15	0,145	16	10	40	10	»
12	0,15	0,173	8	61	20	10	»
13	0,15	0,27	10	61	20	10	»
14	0,15	0,09	4	127	13	10	»
15	0,15	0,362	8	127	13	10	»
16	0,15	0,21	6	127	13	30	Сотовые
17	0,15	0,21	6/12	127	13	10	Коинч.
18	0,15	0,21	6/12	127	13	10	Обр. конус
19	0,15	0,19	5	7	20	10	Щелевые
20	0,15	0,15	4	7	20	10	»
21	0,15	0,226	6	7	20	10	»
22	0,15	0,223	3	13	14	40	»
23	0,25	0,13	8	127	21	10	Цилиидрич.
25	0,25	0,203	10	127	21	10	»
26	0,25	0,14	12	61	32	10	»
27	0,25	0,191	14	61	32	10	»
28	0,25	0,25	16	61	32	10	»
29	0,25	0,317	18	61	32	10	»
30	0,25	0,073	6	91	26	10	»
31	0,4×0,77	0,076	8	480	20	20	Цил.-кон.
32	0,4×0,77	0,12	10	480	20	20	»
33	0,4×0,77	0,173	12	480	20	20	»

виях стационарного режима, т. е. при непрерывной загрузке материала на решетку и выгрузке с нижней газораспределительной решетки в приемный бункер с помощью винтовых шнеков с уменьшенным шагом витков. В качестве псевдоожижающего агента использовали воздух с температурой 25—40° С.

В ходе опытов замеряли расход воздуха — диафрагмой и дифференциальным манометром Креля, сопротивления решетки и слоя — U-образными манометрами; производительность по материалу — методом взвешивания порций материала, прошедшего через провальную решетку в единицу времени. Точность замеров соответственно была — расхода воздуха 2%; сопротивления слоя — 1,5%; производительности — 2,5%.

При оценке устойчивости работы провальных решеток требовалось снять низкочастотные пульсации сопротивления слоя, регистрируемые U-образными манометрами. Для этого в импульсных трубках перед манометрами была смонтирована система демпферов — наборы элементов емкости (ресиверы) и элементов сопротивления (диафрагмы с отверстиями $0{,}2\div\div0{,}5$ *мм*). Объемы емкостей и размер отверстий в диафрагмах были подобраны экспериментальным путем так, что уровни жидкости в манометрах практически не колебались и перепад уровней строго соответствовал среднему гидравлическому сопротивлению псевдоожиженного слоя или в конечном итоге высоты псевдоожиженного слоя на решетке.

Все замеры проводили при установившемся режиме, когда сопротивление слоя не менялось в течение минимум 20 *мин*. Большинство опытов (около 60%) дублировали.

Методика проведения опытов была следующей. При установленной скорости воздуха на полное сечение аппарата начинали загрузку материала на решетку с заданной величиной расхода. При этом запас материала на решетке постепенно увеличивался, достигая через некоторое время установившейся величины. После этого опыт вели как минимум 1 *ч*, снимая показания сопротивления слоя минимум 10 раз (через 5 *мин*). Это число замеров было определено теоретически, исходя из показателей рассеяния величины $\Delta P_{сл.}$ и заданной степени точности замера.

В качестве опытной величины $\Delta P_{сл.}$ для последующей обработки результатов экспериментов принималось среднеарифметическое значение ее из общего количества замеров. Одновременно оценивались дисперсия, среднеквадратичное отклонение и коэффициент вариации. Последний параметр был принят за меру устойчивости работы провальных решеток и использовался для сравнения различных режимов их работы.

Параметры испытанных решеток варьировали в широких пределах: свободное сечение — 6—39%; диаметр отверстий — 4—18 *мм*; толщина 10—80 *мм*. Применяли решетки с различной формой отверстий: цилиндрической; цилиндро-конической с конусами, обращенными большими основаниями вниз и вверх; конической и, наконец, щелевой.

Скорость воздуха на полное сечение аппаратов изменяли в интервале чисел псевдоожижения $1\div25$, а величину подачи материала в расчете на 1 $м^2$ площади решетки в пределах $350\div9500$ $кг/м^2\cdot ч$.

Первичные данные представлялись кривыми функций $\Delta P_{сл}=f(W)$ в логарифмических координатах, из которых определяли значения $\Delta P^{пр}_{сл}$ и $W'_{пр}$, соответствующие верхней точке перегиба и принимаемые за нижний предел устойчивости. Далее для характеристики предельных значений $\Delta P_{сл}$ и W использовали соответственно критерии Эйлера и Рейнольдса, которые для данного случая выражались, как

$$\varepsilon u_{пр}=\frac{\Delta P^{пр}_{сл}\cdot g}{\gamma_г\cdot W^2_{пр}};$$

$$Re_{пр}=\frac{W'_{пр}\cdot d_{экв}}{\nu}.$$

В результате обработки экспериментальных данных получены уравнения типа:

$$\varepsilon u_{пр}=A\left(\frac{G_{пр}}{G_г}\right)^{0,65}\cdot\varphi^{-3};\quad Re_{пр}=B\left(\frac{G_{пр}}{G_г}\right)^{-0,22}\cdot\varphi^{0,77}. \qquad (5)$$

Значения коэффициентов A и B, а также среднеквадратичные отклонения их от экспериментальных точек приведены в табл. 4.

Таблица 4

Значения опытных коэффициентов A и B

№ п.п.	Диаметр аппарата, *м*	Форма отверстий	Коэффициент A		Коэффициент B	
			величина	среднее откл., %	величина	среднее откл., %
1	0,15	Цилиндрические	8,41	16,0	74,6	18,7
2	0,15	Конические	7,80	5,7	93,8	1,3
3	0,15	Цилиндро-конические (сотовые)	3,74	26,6	114,3	4,0
4	0,15	Щелевые	4,55	8,85	113,5	8,4
5	0,15	Обратный конус	2,74	21,2	116,6	8,7
6	0,25	Цилиндрические	3,48	9,24	107,7	33,1
7	0,4×0,77 $d_э$=0,635	Цилиндрические	2,16	13,3	142,4	27,7

Анализ полученных уравнений показывает, что положение точек нижнего предела устойчивой работы провальных решеток зависит от соотношения весовых расходов материала и газа $\frac{G_м}{G_г}$, доли свободного сечения отверстий, формы отверстий и поперечного сечения аппарата. Диаметр отверстий решеток и их толщина заметного влияния на $\varepsilon u_{пр}$ и $Re_{пр}$ не оказывают, по крайней мере, в пределах их изменения в экспериментах.

Для гидродинамического расчета аппарата кипящего слоя с провальными решетками важно знать не только нижний предел устойчивой работы, но и гидравлическое сопротивление слоя на рабочем режиме. Анализ углов наклона верхних участков кривых $\Delta P=f(W)$ дал возможность получить следующее уравнение для $\Delta P_{сл}$ с точностью не хуже ±20%:

$$\Delta P_{сл} = \Delta P_{пр} \left(\frac{W}{W_{пр}} \right)^{0,05 \sqrt{\varepsilon u_{пр}}} . \qquad (6)$$

Опыты, проведенные на решетках №№ 22—23 в двухсекционных аппаратах, показали, что данным уравнением можно пользоваться при расстоянии между решетками ΔH не менее 800—1000 *мм*.

В этом случае верхний предел устойчивой работы определяется, главным образом, допустимой величиной уноса с верхней решетки, которая может быть рассчитана, например, по методике Цитовича и др. [11].

В качестве рабочих скоростей псевдоожижения можно рекомендовать их значения $W = (1{,}15 \div 1{,}2)\, W_{пр}$.

Г. А. Малых, И. И. Шишко, А. П. Баскаков

АППАРАТ КС С ВНУТРЕННЕЙ ЦИРКУЛЯЦИЕЙ ТВЕРДОГО ЗЕРНИСТОГО ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

Для процессов термообработки дисперсных материалов, сопровождающихся высоким экзотермическим эффектом, весьма перспективны системы, в которых источником тепла служит твердый зернистый теплоноситель химически инертный по отношению к обрабатываемому материалу. Их преимущества особенно явно проявляются при обработке термочувствительных материалов, когда высокие значения удельного теплоподвода удается сочетать с умеренными начальными температурами теплоносителя, а следовательно, значительно снизить вредное влияние зон перегрева.

Однако, промышленное использование таких систем практически отсутствует из-за конструктивной сложности предложенных узлов транспортировки теплоносителя в системе нагреватель — реакционный аппарат и сепарации теплоносителя и обрабатываемого материала. В частности, в работе [12] предложена схема установки для дегидратации каолина в плотном перемешиваемом слое (вращающийся барабан), с отдельным агрегатом для нагрева теплоносителя и механическим транспортом последнего из аппарата в аппарат. Удовлетворительная полнота разделения теплоносителя и материала достигается за счет повышенной крупности теплоносителя (не менее 5 *мм*).

Предложенные схемы установок для обработки твердым теплоносителем в кипящем слое основаны на использовании автономной системы пневмотранспорта для осуществления циркуляции теплоносителя и специальных устройств для сепарации типа воздушных классификаторов [13, 14].

Ранее нами была исследована схема внутренней циркуляции теплоносителя в аппарате кипящего слоя, позволяющая совместить зоны нагрева теплоносителя и термообработки материала в одном аппарате, а также использовать для пневмотранспорта газы, нагревающие теплоноситель [15]. Одновременно был решен вопрос сепарации теплоносителя и продукта непосредственно в реакционной зоне аппарата путем соответствующего подбора соотношения их крупностей и размеров реакционной камеры [16].

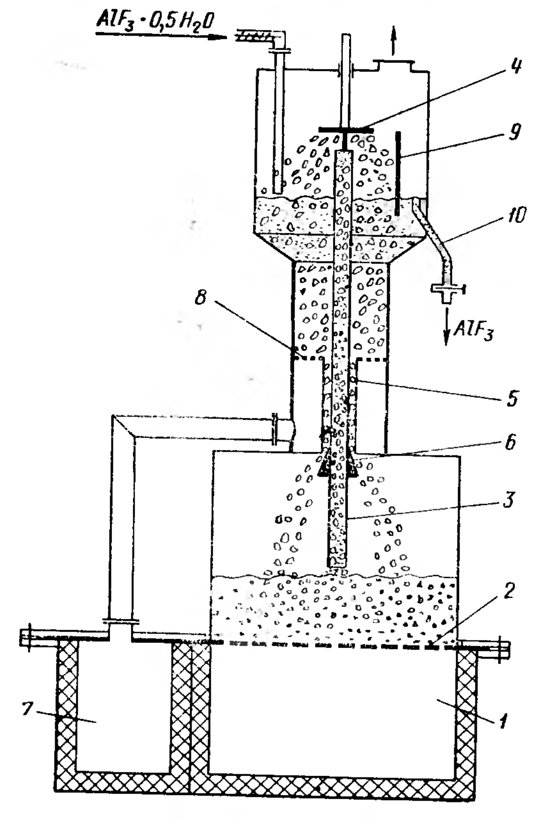


Рис. 6. Вертикальный вариант аппарата КС с твердым циркулирующим теплоносителем.

В настоящей работе приведены результаты испытаний двух вариантов укрупненных моделей аппаратов кипящего слоя с внутренней циркуляцией твердого теплоносителя на примере дегидратации термочувствительного материала полугидрата фтористого алюминия. Принципиальные схемы аппаратов приведены на рис. 6 и 7.

7 Заказ 431

Полугидрат фтористого алюминия ($AlF_3 \cdot 0,5\ H_2O$) представляет собой белый сыпучий порошек со средним диаметром частиц 75 *мкм*, удельным весом 3080 *кг/м*^{3}, теплотой дегидратации равной 1360 *ккал/кг* удаляемой воды, и критической скоростью начала псевдоожижения $W_0^{AlF_3}=0,005$ *м/сек*. В качестве твердого теплоносителя использовали нормальный электрокорунд *N* 50 со средним диаметром частиц 50 *мкм*, удельным весом 4000 *кг/м*^{3} и критической скоростью начала псевдоожижения $W_0^{кор}=0,32$ *м/сек*.

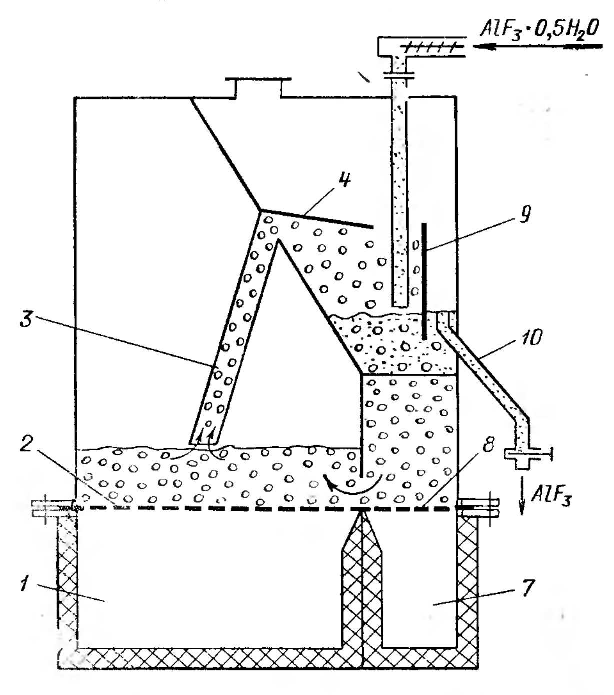


Рис. 7. Горизонтальный вариант аппарата КС с твердым циркулирующим теплоносителем.

Вертикальный вариант сушилки КС с твердым теплоносителем (рис. 6) работает следующим образом.

Потоком продуктов сгорания природного газа, поступающим из большой топки *1* через беспровальную решетку *2*, нагретый корунд из кипящего слоя нижней камеры переносится по трубе *3*, а затем ударяясь об отражатель *4*, «орошает» слой полугидрата фтористого алюминия, отдавая ему свое тепло. Из узкой части верхней камеры, через кольцевой переток, образованный стаканом *5* и клапаном *6*, корунд возвращается в нижнюю камеру нагрева. Далее весь цикл повторяется. В верхнюю камеру из малой топки *7* через беспровальную решетку *8* подаются топочные газы и псевдоожижают как слой отсепарированного корунда в узкой части верхней камеры, так и слой фтористого алюминия. Материал загружали в камеру сушки на уровень слоя при помощи шпека с регулируемым числом оборотов, а выгрузку готового продукта осуществляли с поверхности слоя за перегородкой *9* по течке *10*. Перегородка *9* необходима для предотвращения попадания корунда от отражателя *4* в зону выгрузки готового продукта. Камеры нагрева корунда и сушки имели прямоугольное сечение.

Скорость газов в узкой части верхней камеры поддерживали в пределах $(0,9 \div 1,1) \cdot W_0^{кор}$, согласно условиям наилучшей сепарации. Соотношение площадей поперечных сечений широкой и узкой частей верхней камеры из тех же условий подчиняется соотношению [16]:

$$\frac{F_ш}{F_у} = 0,027 \frac{W_0^{кор}}{W_0^{AlF_3}} + 1,777. \tag{7}$$

Площади поперечных сечений большой камеры, узкой и широкой частей верхней камеры были соответственно равны 0,6, 0,23 и 0,4 *м*^{2}. Регулирование производительности по циркулирующему корунду осуществляли при помощи клапана *6*, неподвижно закрепленного на трубе *3* и передвигающегося в вертикальном направлении вместе с ней. В ходе предварительных испытаний было найдено, что такой способ регулирования несовершенен, так как связан с изменением уровней слоев в камерах и неучитываемым температурным удлинением транспортной трубы, а значит и с нерегулируемым изменением площади кольцевого перетока между клапаном *6* и стаканом *5*.

Горизонтальный вариант аппарата (рис. 7) лишен этого недостатка. Он отличается большой простотой, меньшим сопротивлением транспортной трубы за счет ее укорочения и, таким образом, дает возможность работать под разрежением в камере нагрева. В данной конструкции нет клапанного устройства и движущихся элементов. Регулирование кратности циркуляции осуществляется изменением высоты слоя корунда в узкой части камеры сушки или изменением площади переточного окна. Площади характерных поперечных сечений те же, что и в вертикальном варианте аппарата.

На обоих вариантах аппарата были проведены серии кинетических и непрерывных опытов по обезвоживанию полугидрата фтористого алюминия с целью сравнения технологических показателей предлагаемых схем с соответственными показателями других способов сушки того же продукта.

Методика проведения кинетических опытов заключалась в следующем. В аппарат, разогретый в зоне сушки до 600° С при работающей системе циркуляции корунда, загружали за минимально возможное время (2÷3 *мин*) 90 *кг* полугидрата фтори-

стого алюминия (высота насыпного слоя 400 *мм*). Далее, поддерживая постоянную температуру под решетками, через определенные интервалы времени отбирали пробы продукта непосредственно из слоя, замеряя в то же время температуру сло-

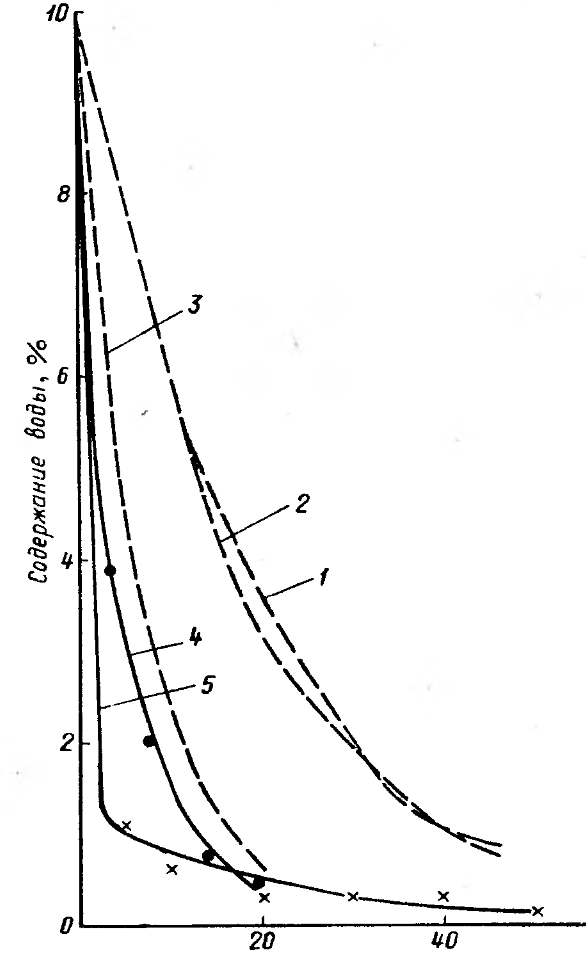


Рис. 8. Кривые сушки $AlF_3 \cdot 0,5H_2O$:

1 — радиационный нагрев; *2* — конвективный нагрев; *3* — радиационно-конвективный нагрев; *4* — нагрев твердым теплоносителем в вертикальном аппарате; *5* — нагрев твердым теплоносителем в горизонтальном аппарате.

ев и давление в различных точках аппарата. Затем проводили химический анализ проб на содержание влаги и фтора. Таким образом на каждом из вариантов аппарата было проведено по 5 опытов. Производительность по циркулирующему корунду изменялась в пределах 1500÷2000 *кг/ч*. Длительность каждого опыта составляла 1 *ч*.

На рис. 8 представлены усредненные кривые сушки полугидрата фтористого алюминия по каждому из вариантов аппарата в сравнении с кривыми сушки при чисто конвективном, радиационном и конвективно-радиационном способах подвода тепла в режиме КС. Последние способы подвода тепла рассмотрены в работе [17] применительно к обезвоживанию этого же продукта; данные опытов получены в условиях, предельных для каждой установки температурных режимов. В нашем случае

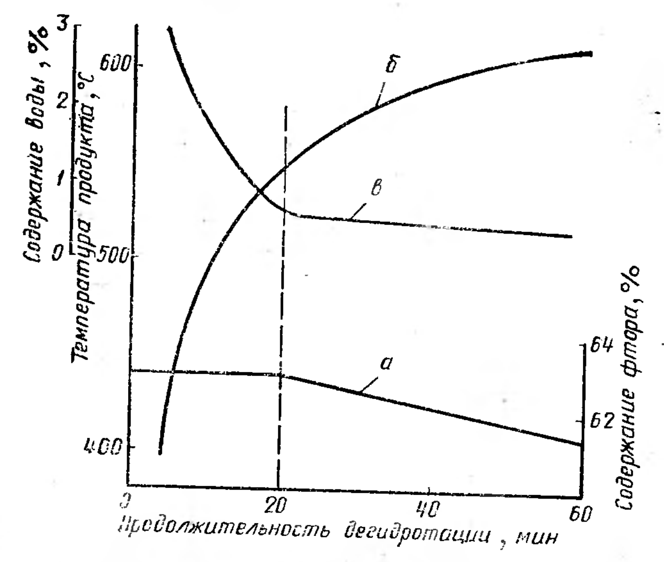


Рис. 9. Кривые изменения температур в слое и содержаний воды и фтора во времени:

а — $F(\%) = f(\tau)$; *б* — $t(°C) = f(\tau)$; *в* — $H_2O(\%) = f(\tau)$.

температура орошающего корунда не превышала 600° С, что обеспечивало проведение дегидратации продукта без разложения и с достаточно высокой скоростью, определяемой указанной выше кратностью циркуляции.

Регрессионный анализ данных по влажности показал, что скорость удаления воды в исследованной области условий практически однозначно определяется скоростью подвода тепла. Сравнение различных способов дегидратации полугидрата фтористого алюминия показывает, что в аппаратах КС с циркулирующим теплоносителем процесс можно проводить с большой интенсивностью, чем в других аппаратах. Полученные результаты по изменению содержания фтора обработаны с использованием метода контрастов на основе общего дисперсионного анализа однофакторного эксперимента. Полученная графическая

зависимость % $F=f(\tau)$ (рис. 9*а*) показывает, что в процессе дегидратации полугидрата фтористого алюминия содержание фтора практически не изменяется. Некоторое падение заметно лишь после завершения процесса (рис. 9*а* и 9*в*). Этот результат согласуется с данными работы [17] об участии паров дымовых газов в реакции пирогидролиза AlF_3 при температуре выше 550° С (рис. 9*б*). Таким образом, при согласовании времени пребывания материала в зоне дегидратации и времени самого процесса дегидратации в исследованных вариантах аппаратов можно полностью обезводить фтористый алюминий без потерь фтора.

Серия непрерывных опытов при переменной производительности по загруженному продукту и постоянной кратности циркуляции корунда позволила установить зависимость удельной производительности установок $\left(G\,\frac{кг\ AlF_3\cdot 0{,}5H_2O}{м^2\cdot ч}\right)$ от величины конечной влажности продукта ($W_к$):

$$G = 40{,}66 + 94{,}30W_к. \tag{8}$$

При кратности циркуляции равной 2000 *кг/час* и при конечной влажности $W_к=1\%$ оба варианта установки показали величину удельной производительности 135 *кг/м²·ч* (с учетом площади камеры нагрева корунда). При этом количество фтора в продукте оставалось неизменным.

Таким образом, основное преимущество рассмотренного аппарата КС с твердым теплоносителем заключается в том, что в нем одновременно осуществляются процессы нагрева теплоносителя, пневмотранспорта его греющими газами, сепарации теплоносителя от продукта и интенсивной дегидратации продукта. Предлагаемые аппараты обладают высокими технологическими показателями, причем наиболее предпочтительным следует признать аппарат с горизонтальным расположением камер нагрева и сушки. Отсутствие зон перегрева позволяет проводить в таких аппаратах дегидратацию термочувствительных кристаллогидратов без разложения продукта.

ЛИТЕРАТУРА

1. И. И. Шишко, К. Н. Шабалин, Изв. вузов Химия и хим. технология, IX, вып. 1, 132, (1966).
2. И. И. Шишко, С. Н. Кудрявцев, Тезисы 3-ей научно-технической конф. УПИ им. С. М. Кирова (секция теплоэнергетического факультета), 1970, стр. 21.
3. И. И. Шишко, А. В. Говорков, Д. И. Мильман, С. Н. Кудрявцев, Тепло- и массоперенос., Тр. Минской конф., т. 5, 1972, стр. 199.

4. И. И. Шишко, К. Н. Шабалин, Изв. вузов. Химия и хим. технология, IX, вып. 2, 325 (1966).
5. Е. С. Вентцель, Теория вероятностей, Физ.-матиздат, М., 1962, стр. 446.
6. М. И. Фридлонд, А. И. Скобло, Изв. Вузов. Нефть и газ, № 9, 97 (1960).
7. И. Я. Тюряев, А. Б. Буйлов, ЖПХ, 35, № 10, 2224 (1962).
8. S. A. Gregory, Proc. Intern, Sympos, Fluidiz, Eindhoven, 1967.
9. И. И. Шишко, К. Н. Шабалин, В. М. Павлов, Хим. пром., № 8, 65 (1968).
10. Е. Я. Гимпельман, Автореферат. канд. диссерт., Свердловск, 1969.
11. О. Б. Цитович, Канд. диссерт., Л., 1969.
12. В. В. Куклинский, Канд. диссерт., Одесса, 1971.
13. Ф. Г. Казаринов, Авторское свидетельство № 86 796, Бюлл. изобр. № 11, 1950, стр. 12.
14. А. Р. Бруи-Цеховой, Канд. диссерт., 1962.
15. А. П. Баскоков, Г. А. Малых, И. И. Шишко, Л. Г. Усманова, Хим. пром. № 3, 214 (1972).
16. Г. А. Малых, А. П. Баскаков, И. И. Шишко, Краткие доклады научно-технич. совещания по исследованию процессов тепло- и массообмена в кипящем слое, Иваново, 115, 1969.
17. Г. А. Лопаткина, А. С. Шубин, Труды УНИХИМа, вып. 28, Свердловск, 1973, стр. 62.

В. Л. Закутинский, Т. Н. Колосова, М. М. Вайсбейн, Т. М. Грибанов, Г. А. Лопаткина

НЕКОТОРЫЕ ОСОБЕННОСТИ АППАРАТУРНОГО ОФОРМЛЕНИЯ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ФТОРЦИРКОНАТА АММОНИЯ

Фтороцирконат аммония применяют как сырье для производства фторида циркония путем его термической диссоциации в вакууме [1, 2, 3]. Один из методов получения фтороцирконата аммония заключается во взаимодействии двуокиси циркония с порошкообразным фторидом или бифторидом аммония при нагревании [4]:

$$ZrO_2 + 4NH_4F \cdot HF \rightarrow (NH_4)_3ZrF_7 + NH_4F + 2H_2O. \quad (1)$$

Исследование механизма взаимодействия показало, что фторирование окисла происходит после расплавления бифторида аммония. При этом образуется вязкая паста, налипающая к стенке аппаратов, которая постепенно густеет и, наконец, затвердевает.

Таким образом, в ходе взаимодействия реакционная смесь проходит через ряд физических состояний (твердое — вязкое, жидкое — твердое), что значительно осложняет аппаратурное оформление процесса [5].

Наиболее эффективно использование в этом случае шнековых аппаратов, в частности, двухвальных горизонтальных аппаратов с взаимозацепляющимися шнековыми валами. Такие аппараты обеспечивают интенсивное перемешивание (перетирание) пастообразного материала и его транспорт. Применительно к рассматриваемому процессу была испытана модель двухвального шнекового аппарата с расчетной производительностью 2,5 *кг/час*, в котором последовательно осуществлялись все три стадии: плавление бифторида аммония, перемешивание расплава бифторида с двуокисью циркония и, наконец, химическое взаимодействие.

В передней (загрузочной) части шнеки имели максимальный шаг винтовой линии сокращающийся к зоне плавления и достигающий своего минимума в зоне реакции. В разгрузочной части шаг винтовой линии снова увеличивался до максимума. Температура в зоне реакции поддерживалась в интервале 200—250° С.

В результате опытов было установлено, что фторцирконат аммония с содержанием основного вещества не ниже 97% может быть получен при времени пребывания реакционной массы в аппарате не менее 15 *мин*. Наблюдения показали, что устойчивая работа аппарата возможна лишь при определенном соотношении между величинами шагов винтовой линии шнеков в различных зонах аппарата. Это соотношение должно обеспечивать, с одной стороны, наиболее благоприятные условия для прохождения различных стадий процесса по зонам (плавления, смещения, химическая реакция), а с другой — соответствие между различными зонами по производительности. Выполнение этих условий достигалось лишь частично и только при

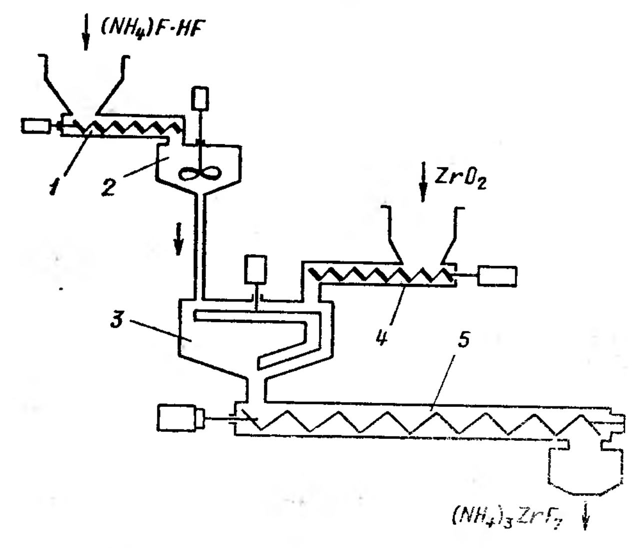


Рис. 1. Принципиальная схема получения фторцирконата аммония:

1 — дозатор фторид-бифторида аммония; *2* — плавитель; *3* — смеситель; *4* — дозатор двуокиси циркония; *5* — реактор.

малых производительностях, не превышавших 0,5 *кг/час*. Положение еще более осложнялось при использовании в качестве фторирующего агента технического фторид-бифторида аммония [6].

Технический фторид-бифторид аммония начинает плавиться при 70° С [7] и превращается в хорошо текучую маловязкую массу. Перемешивание такой массы с порошкообразной двуокисью циркония в аппарате шнекового типа малоэффективно и требует большой протяженности аппарата. Опыты, проведенные в описанном выше двухвальном аппарате, не позволили получить продукт с содержанием основного вещества более 78% даже при увеличении времени пребывания реакционной смеси до 30 *мин*.

Результаты опытов свидетельствовали о том, что использования двухвального шнекового аппарата для осуществления всех стадий процесса нерационально. Весь процесс следовало расчленить по крайней мере на два этапа:

этап смешения двуокиси циркония с техническим фторид-бифторидом аммония и этап химического взаимодействия реакционной смеси в двухвальном шнековом аппарате.

Как указывалось выше, взаимодействие реагентов протекает в расплаве фторид-бифторида аммония. Поэтому наиболее рационально вести смешение двуокиси циркония не с твердым фторид-бифторидом, а его расплавом [8].

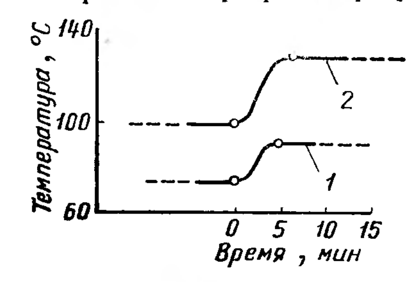


Рис. 2. Изменение температуры реакционной смеси под действием теплового эффекта реакции.

Схема аппаратурного оформления процесса представляется следующей. Порошкообразный фторид-бифторид аммония дозатором *1* (рис. 1) подается в плавитель *2*, где при температуре 70÷80° С превращается в расплав. Последний направляется в смеситель *3*, куда дозатором *4* подается двуокись циркония. Образовавшаяся смесь поступает в двухвальный шнековый реактор *5* (с постоянным шагом винтовой линии шнеков).

Особого внимания в этой схеме, помимо реактора, заслуживает смеситель. Это объясняется тем, что при смешении двуокиси циркония с расплавом фторид-бифторида аммония уже при температуре 70—80° С начинается химическое взаимодействие по уравнению (1). Если в расплав фторид-бифторида аммония, находящийся при температуре 75° С, подать двуокись циркония в стехиометрическом количестве, то температура смеси через несколько минут повышается до 90° С за счет теплоты реакции (рис. 2 *кривая 1*). При этом реакционная смесь сохраняет низкую вязкость, близкую к вязкости исходного расплава фторид-бифторида аммония и при неизменной температуре может находиться в таком состоянии достаточно долго. Степень фторирования двуокиси циркония при этом составляет около 20%.

Подобное же повышение температуры наблюдается и в случае, когда исходный расплав имеет более высокую температуру 100° С (рис. 2, *кривая 2*). В этом случае при введении двуокиси циркония температура повышается почти до 130° С, а степень фторирования вырастает до 50%. Одновременно с увеличением температуры начинает расти вязкость реакционной смеси, которая превращается к моменту стабилизации температуры в высоковязкую массу.

Указанные особенности поведения реакционной смеси и определяют в основном технологический режим и конструкцию смесителя. Поскольку вязкость реакционной смеси прямо пропорциональна степени фторирования, по-видимому, не следует стремиться к форсированию реакции на стадии смешения, обеспечивая тем самым возможность транспорта из смесителя в реактор. Опыты показали, что оптимальные условия имеют место при температуре не выше 80° С, когда степень превращения в смесителе не превышает 25%. При этом вязкость смеси, допускает ее транспортировку без каких-либо затруднений.

Рассмотренные аспекты представляются наиболее важными при решении вопросов аппаратурного оформления процесса получения фторцирконата аммония.

Г. М. Грибанов, М. С. Гофман,
Ю. А. Дидковская, А. С. Шубин

ИССЛЕДОВАНИЕ ПУТЕЙ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОЦЕССА КОНВЕРСИИ ГИПСА

В производстве фтористых солей и фосфорных удобрений образуются отходы — гипс и фосфогипс. Одним из известных способов переработки гипса является конверсия его раствором карбоната аммония:

$$CaSO_4 + (NH_4)_2CO_3 = (NH_4)_2SO_4 + CaCO_3.$$

Сульфат аммония применяется как азотное удобрение, а карбонат кальция для известкования кислых почв и строительных целей. По литературным данным [9—15] длительность процесса конверсии составляет от 2 до 4 *ч*.

Целью данной работы явилось исследование интенсификации этого процесса.

Опыты проводили на модельной установке. Реакционный аппарат представлял собой емкость, снабженную турбинной мешалкой и электрообогревом. Загрузку реагентов осуществляли в расчете на получение 40%-ного раствора сульфата аммония. Для правильной оценки влияния факторов и их взаимодействий в работе применен метод полного факторного эксперимента. Обработка результатов проведена в соответствии с общепринятыми правилами [16].

Исследовано влияние трех факторов, уровни которых выбраны по технологическим соображениям.

Методика проведения опытов заключалась в следующем. В мешалку загружали определенное количество аммиачной воды и гипса. Смесь нагревали при перемешивании до требуемой температуры. В это время в реакторе проходила нейтрализация

аммиаком свободной серной кислоты, содержащейся в гипсе. При достижении необходимой температуры в аппарат загружали определенное количество карбоната аммония и мешалке придавали определенное число оборотов. Конец загрузки фиксировали как начало опыта. Длительность опыта составляла 3 *ч*. Пробы отбирали через 5—30 *мин* и фильтровали их на воронке Бюхнера. Фильтрат и шлам анализировали на содержание SO_4^{2+}. По каждому опыту определяли время контактирования t, при котором степень конверсии достигала 90 и 95%.

Условия полного факторного эксперимента в обозначениях разъяснены в табл. 1.

Таблица 1

Факторы и их уровни

Фактор	Нулевой уровень	Единица варьирования	Нижний уровень −1	Верхний уровень +1
Окружная скорость мешалки x_1, *м/сек*	5,25	2,25	3	7,5
Температура реакции x_2, °C	55	15	40	70
Избыток карбоната аммония против стехиометрии x_3, %	30	20	10	50

Результаты опытов представлены в табл. 2.

Таблица 2

Условия и результаты опытов

Номер опыта	x_0	x_1	x_2	x_3	x_1x_2	x_1x_3	x_2x_3	t_{90}, *мин*	t_{95}, *мин*
1	+	+	+	—	+	—	—	—	—
2	+	+	—	+	—	+	—	29,3	165,5
3	+	—	—	—	+	+	+	62,9	105,9
4	+	—	+	+	—	—	+	5,16	18,15
5	+	+	+	+	+	+	+	3,55	12,7
6	+	+	—	—	—	—	+	170,9	266,4
7	+	—	—	+	+	—	—	114,0	133,4
8	+	—	+	—	—	+	—	29,2	314,2

В опыте 1 степень конверсии оказалась ниже 90% даже после 3-х часового контактирования.

Переменная x_0 является вспомогательной и равной +1 во всех опытах.

На основании парных измерений была определена дисперсия. Она оказалась равной 9,06. Результаты эксперимента, проведенного по плану 2^3, можно представить в виде уравнения:

$$y = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 + b_3x_3 + b_{12}x_1x_2 + b_{13}x_1x_3 + b_{23}x_2x_3.$$

Подсчет коэффициентов для степени конверсии 90% привел нас к следующему эмпирическому уравнению:

$$t = 79{,}42 + 26{,}6x_1 - 14{,}86x_2 - 41{,}41x_3 + 20{,}78x_1x_2 -$$
$$- 48{,}175x_1x_3 - 18{,}79x_2x_3.$$

Это выражение показывает изменение продолжительности контактирования при достижении степени конверсии 90% в зависимости от изменения окружной скорости мешалки, температуры и избытка карбоната аммония в изученном интервале. Числовое значение коэффициента b_1 определяет количественную меру влияния x_1 на параметр оптимизации; b_2 и b_3 — меру влияния x_2 и x_3 соответственно; b_{12}, b_{13} и b_{23} — меру влияния взаимодействия рассматриваемых факторов. В полученном выражении наибольшее значение имеет $b_3 = -41,41$, т. е. с увеличением избытка $(NH_4)_2CO_3$ время реакции уменьшается наиболее интенсивно. Самое существенное влияние из взаимодействий оказывают следующие факторы: окружная скорость мешалки — избыток карбоната аммония на обоих уровнях.

Таблица 3

Влияние факторов на скорость процесса

Варьируемый фактор	Номера опытов	Разность степеней конверсии η, %	
		через 30 *мин*	через 60 *мин*
Темпетатура реакции	1,6 8,3 5,2 4,7	+16,6 +12,9 +10,1 +57,36	+8,7 +2,0 +2,0 +31,3
Окружная скорость мешалки	8,1 6,3 5,4 2,7	—19,8 —23,5 —1,39 +45,9	—10,4 —17,1 0,0 +29,3
Избыток $(NH_4)_2CO_3$	5,1 2,6 7,3 4,8	+26,6 +33,1 —36,3 +8,1	+15,5 +21,9 —24,5 +4,8

Предложена следующая качественная оценка причины влияния рассматриваемых факторов и их взаимодействий на скорость процесса. Для лучшей наглядности опыты попарно сведены в табл. 3. В каждой паре изменяется только один фактор. Положительный эффект от изменения фактора от нижнего до верхнего уровня отмечен знаком плюс, а отрицательный —

минус. Для сравнения относительной меры влияния одного фактора при различных условиях указана разность степеней конверсии в рассматриваемых парах опытов (условия опытов см. табл. 1 и 2).

Увеличение температуры реакции до 70° С оказало положительное влияние во всех опытах. Это можно объяснить лучшей растворимостью гипса и увеличением скорости диффузии ионов Ca^{2+}. Больший эффект влияния этого фактора получен при низких окружных скоростях мешалки и большом избытке $(NH_4)_2CO_3$ (оп. 4, 7). В этом случае раствор был более вязким, а интенсивность турбулизации небольшая, что и обострило роль повышения подвижности ионов за счет повышения температуры. Меньший эффект температуры получен, когда оба остальных фактора находятся на верхнем уровне (оп. 5, 2), т. е. они сами в большей мере влияют на ход процесса.

Увеличение окружной скорости мешалки только в одном случае дало положительный эффект (оп. 2,7): при низкой температуре и большом избытке $(NH_4)_2CO_3$, когда вязкость пульпы наибольшая и роль интенсивности перемешивания очевидна. В остальных случаях этот фактор приводит к отрицательному эффекту (оп. 6,3 и 1,8) или практически не влияет (оп. 5,4). Необходимо отметить, что карбонат аммония даже при комнатной температуре разлагается с выделением газов NH_3 и CO_2. Опыты проводили с отводом из реактора выделяющихся газов в вытяжную линию, поэтому в течении опыта происходила потеря некоторого количества $(NH_4)_2CO_3$. Исходя из этого можно заключить, что увеличение интенсивности перемешивания приводит к значительной десорбции газов NH_3 и CO_2, и это влечет за собой снижение скорости реакции. Избыток карбоната аммония дает большой эффект при значительной турбулизации и низкой температуре (оп. 2,6). В этих условиях система обладает большой вязкостью. Интенсивное перемешивание способствует подводу веществ в зону реакции, а потеря газов NH_3 и CO_2 при низкой температуре незначительна. Когда же оба остальных фактора находятся на нижнем уровне, то увеличение избытка $(NH_4)_2CO_3$ приводит к отрицательному результату (оп. 7,3) вследствие, вероятно, увеличения вязкости пульпы.

Таким образом по результатам экспериментов можно заключить, что наибольшая степень конверсии гипса в изученном интервале достигается (на 90—95%) через 4—13 *мин* при температуре 70° С, 50%-ном избытке $(NH_4)_2CO_3$ и окружной скорости мешалки 7,5 *м/сек.*

М. М. Вайсбейн, В. Л. Закутинский, Н. М. Сорокина, М. С. Гофман, В. И. Аксенов, З. А. Иванова

ТЕРМИЧЕСКОЕ РАЗЛОЖЕНИЕ ОТРАБОТАННЫХ СОЛЯНОКИСЛЫХ ТРАВИЛЬНЫХ РАСТВОРОВ В РАСПЫЛИТЕЛЬНОМ РЕАКТОРЕ

В статье приведены результаты, полученные при отработке способа регенерации солянокислых травильных растворов на полузаводской установке. Основное внимание было уделено исследованию процесса разложения в распылительном реакторе.

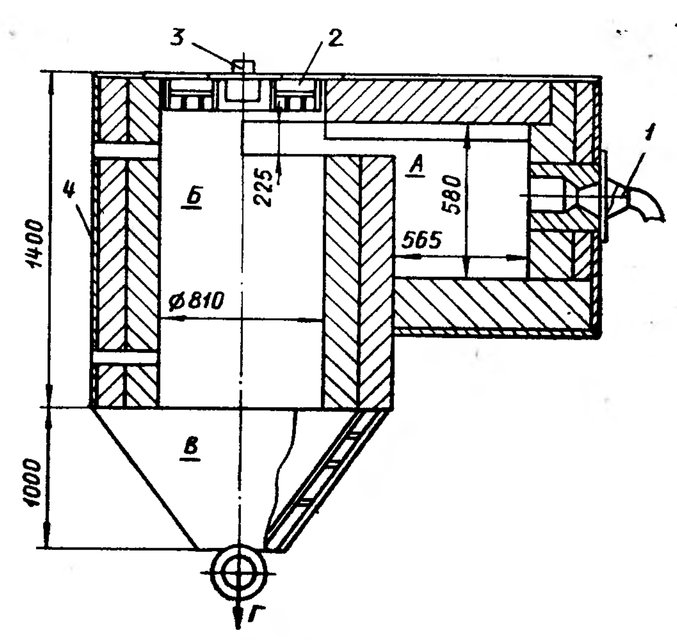


Рис. 3. Конструкция распылительного реактора:
1 — газовая горелка; *2* — водоохлаждаемая крышка; *3* — пневматическая форсунка; *4* — корпус реактора; *А* — топка; *Б* — камера разложения; *В* — воздушный теплообменник; *Г* — выход продуктов реакции.

Способ регенерации основан на термическом разложении $FeCl_2$ при температуре более 450° С:

$$4FeCl_{2\,(тв)} + 4H_2O_{(пар)} + O_{2\,(г)} = 2Fe_2O_{3\,(тв)} + 8HCl_{(г)} - 6{,}4\ ккал.$$

Основной частью установки является реактор (рис. 3), состоящий из выносной топки *А*, камеры разложения *Б* и воздушного теплообменника *В*. Травильный раствор поступает в пнев-

матическую форсунку *3*, установленную в верхней части камеры разложения. Диспергированный раствор взаимодействует с топочными газами в условиях прямотока. Продукты реакции выходят из реактора в его нижней части *Г*. Окись железа улавливается циклонами; газообразные продукты реакции, содержащие хлористый водород, пройдя барботер-теплообменник и брызгоуловитель направляются в абсорберы барботажного типа. В первых двух аппаратах (по ходу газа) осуществляется основная абсорбция, а в трех последних — санитарная очистка газа от следов хлористого водорода.

Опыты проводили при следующих условиях: производительность по раствору от 36 до 110 *л/ч*: расход природного газа от 18 до 43 *нм³/ч*; химический состав раствора (*г/л*): $FeCl_2 = 185 \div 300$; $FeCl_3 = 14 \div 30$; $SiO_2 = 0{,}58 \div 0{,}72$; $HCl = 50 \div 70$.

Содержание основного вещества в окиси железа в зависимости от температурного режима (табл. 4) менялось от 72,5

Таблица 4

Влияние температуры на химический состав и удельную поверхность окиси железа (общий объем реакционных газов 560—580 *нм/ч*)

№ опыта п.п.	Температура, °С		Состав Fe_2O_3, %		Удельн. поверх. $м^2/г$	Расчетн. концентр. HCl в газе перед абсорбером, % (объем)
	Верх камеры разлож.	Низ камеры разлож.	Fe_2O_3	Cl′		
1	—	496	92,4	5,0	7,0	0,88
2	—	540	90,5	3,8	7,0	0,87
3	790	490	93,0	3,24	13,9	1,27
4	720	568	93,0	3,9	13,9	0,92
5	590	490	92,99	2,16	18,4	0,69
6	630	530	95,01	2,60	15,9	1,34
7	410	370	86,98	5,41	12,2	1,03
8	375	335	72,5	14,0	34,8	1,03

до 95%, хлор-иона от 2,16 до 14%. Последний является основной примесью в окиси железа и может находиться в продукте либо в виде неразложившегося хлористого железа, либо в виде адсорбированного хлористого водорода. Было установлено, что при содержании в продукте хлор-иона не более 3—4%, он находится в основном в адсорбированном состоянии.

Одним из основных технико-экономических показателей работы реактора является так называемая «нагрузка по топливу», представляющая собой расход природного газа на единицу объема раствора. В изученных условиях оптимальная нагрузка по топливу составляет 0,3—0,4 *нм³/л* (рис. 4). При увеличении этого параметра содержание основного вещества в продукте практически не менялось. Степень разложения хлористого железа зависит от температуры в нижней части камеры разложения (табл. 4).

Минимальная температура, обеспечивающая максимальную степень разложения, составляет 450° С. При абсорбции хлористого водорода указанной концентрации (табл. 4) степень абсорбции составляла 96—97%, концентрация соляной кислоты — 19—20%.

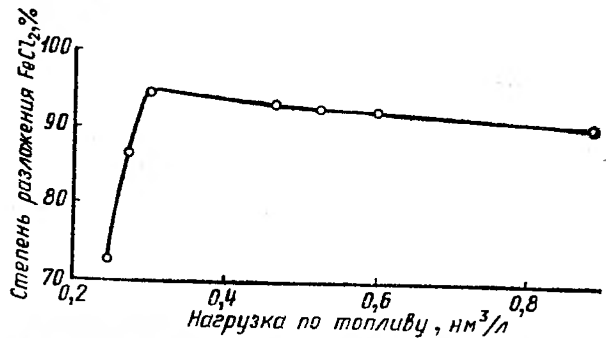


Рис. 4. Зависимость степени разложения $FeCl_2$ от нагрузки по топливу.

Таким образом, установлена возможность термического разложения отработанных травильных солянокислых растворов в распылительном реакторе прямоточного типа с непрерывным выводом окиси железа в газовом потоке при времени пребывания не более двух секунд.

ЛИТЕРАТУРА

1. Tandreau, Revne de Chemie Minerale, 2, № 1, 1 (1965).
2. A. M. Heandler [и др.]. J. Amer. Chem. Soc. v. 74, № 5, 2352 (1959).
3. М. М. Гознева и Д. Л. Мотов, Химия соединений циркония, изд. Наука, Л., 1971.
4. У. Б. Блюменталь, Химия циркония, Ин. лит., М., 1963, стр. 131.
5. Б. И. Сударико в [и др.], Тезисы докладов на отраслевом научно-техническом совещании по производству фтористого водорода и фтористых солей, Пермь, 1969, стр. 42.
6. Г. А. Лопаткина [и др], Авт. свид. № 202 906, Бюл. изобр., 20, 1967.
7. Т. Н. Колосова [и др.], Журн. прикл. химия, 45, в. 11, 2599 (1972).
8. В. Л. Закутинский [и др.], Авт. свид. № 364 566, Бюл. изобр., 5, 1973.
9. М. Е. Позин, Технология минеральных солей, т. 2, изд. Химия, Л., 1970.
10. Труды НИУИФ, вып. 101, М., 1933.
11. А. М. Поляк, Н. С. Благовещенская, Минеральные удобрения и инсектофунгициды, № 5, 1935.
12. G. B. Cordell, Industrial and Engineering Chemistry v. 7, № 2, 278—285 (1968).
13. Fertilizcr News, v. 14, № 12, 57 (1969).
14. C. M. Blonin [и др.], Iournal of Agricultural and food Chemistry, v. 18, № 2, 313 (1970).
15. В. В. Налимов, Н. А. Чернова, Статистические методы планирования экстремальных экспериментов, изд. Наука, М., 1965.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие 3

Пылеулавливание

В. Т. Стефаненко, Н. В. Инюшкин, Ф. П. Заостровский. К вопросу выбора конструкции коронирующего электрода для трубчатого электрофильтра 4

В. Т. Стефаненко, В. А. Халтурин. Об улавливании пыли пиросульфита аммония в сухом электрофильтре 8

Л. М. Новиков. Испытание циклона с нижним выводом газа (НВГК) 10

Л. М. Новиков, Н. В. Инюшкин. Усовершенствование системы улавливания продукта и очистки газов после труб-сушилок 12

Н. В. Инюшкин, Л. П. Озирченко. Промышленные испытания скруббера ударно-инерционного действия (УИД) для очистки газов от пыли двойного суперфосфата 14

В. Б. Ведерников, Л. П. Озирченко. Рациональные условия мокрой очистки газов в производстве двойного гранулированного суперфосфата 17

В. Б. Ведерников, Б. В. Березин, А. Н. Семенов. Сепарация мелких фракций из свободной струи частиц двойного суперфосфата 19

Фильтрование суспензий солевых производств

А. М. Загудаев, Л. Г. Ширинкин. Влияние условий получения суспензии фтористого алюминия на процесс ее фильтрования 26

Л. Г. Ширинкин, А. М. Загудаев, Ю. С. Кропотухин, И. К. Скобеев. О сопротивлении фильтроткани и предельном напряжении сдвига и связи их с удельным сопротивлением осадков 31

А. П. Бороздин, Л. Г. Ширинкин. Значение фильтроткани и добавок ПАА в процессе фильтрования суспензии нефелинового коагулянта . . 37

В. И. Малкиман, И. А. Апахов, Л. Н. Казенных, А. Л. Олесова, Л. М. Грибанова, Л. М. Манаева. Фильтрование суспензий геля кремниевой кислоты и ванадиевого шлама 41

Ю. К. Кисиль, Л. Г. Ширинкин, В. А. Рябин. Отделение растворов хромата магния от твердых примесей фильтрованием 43

Теплообменные процессы

Н. М. Петров, О. В. Майдурова, А. А. Шехтман. Коэффициенты теплопередачи в теплообменниках сернокислотных контактных узлов . . . 50

Н. К. Цыганенко, Г. С. Козлов, Б. П. Волгин. Влияние масштаба скруббера Вентури на коэффициенты теплопередачи и гидравлическое сопротивление 55

Д. М. Маслакова. Деформация полиэтиленовой пленки в условиях работы пленочного холодильника 60

Абсорбция

В. П. Лопарев, Ф. С. Югай, Б. П. Волгин. Влияние физических свойств жидкости на поведение двухфазного потока в абсорбере Вентури (АВ) 62

И. А. Апахов, Л. И. Булычева, Н. М. Петров. Десорбция сернистого ангидрида из воды воздухом 68

В. Л. Закутинский, В. А. Халтурин, Ф. И. Элик, Г. Т. Мотовилова. Адиабатическая абсорбция хлористого водорода в пленочном режиме . . 74

Н. А. Ветлугина, И. Г. Бляхер, Т. В. Родде, А. Л. Штерензон. Получение плавиковой кислоты в колонне с подвижной насадкой 76

И. Б. Гемусова, А. Л. Штерензон, И. Г. Бляхер. К вопросу об износостойкости элементов «подвижной насадки» 80

Процессы в кипящем слое

И. И. Шишко. Провал твердых частиц через отверстия газораспределительной решетки 85

И. И. Шишко. Пределы устойчивой работы провальных решеток в многосекционных аппаратах 92

Г. А. Малых, И. И. Шишко, А. П. Баскаков. Аппарат КС с внутренней циркуляцией твердого зернистого теплоносителя 96

Химические реакторы

В. Л. Закутинский, Т. Н. Колосова, М. М. Вайсбейн, Т. М. Грибанов, Г. А. Лопаткина. Некоторые особенности аппаратурного оформления процесса получения фторцирконата аммония 104

Г. М. Грибанов, М. С. Гофман, Ю. А. Дидковская, А. С. Шубин. Исследование путей интенсификации процесса конверсии гипса 107

М. М. Вайсбейн, В. Л. Закутинский, Н. М. Сорокина, М. С. Гофман, В. И. Аксенов, З. А. Иванова. Термическое разложение отработанных солянокислых травильных растворов в распылительном реакторе 111

ТРУДЫ УРАЛЬСКОГО НАУЧНО-ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКОГО ИНСТИТУТА «У Н И Х И М»

Выпуск 34

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ТЕХНОЛОГИИ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ

Редактор С е м е н о в Л. Е.

Техн. редактор Д у г и н а Н. А.

Корректор С е м е н о в а Н. В.

НС 19180
Печ. л. 7,25
Цена 92 коп.

Сдано в набор 15/V 1974 г.
Бум. л. 3,63
Тираж 500

Подписано к печати 23/IV 1975 г.
Формат 60×90 1/16
Заказ 431

Цех № 1 объединения «Полиграфист»
г. Свердловск, ул. М.-Сибиряка, 145